



**SKRIPSI-TK 141581**

**PENGUKURAN KESETIMBANGAN UAP-CAIR  
ISOTHERMAL SISTEM BINER ETANOL + DIETIL  
KARBONAT DAN 2-PROPANOL + DIETIL KARBONAT  
PADA 303.15 – 323.15 K**

**Oleh:**

**CINDY CHRISTINE NOVERA**

**NRP. 2311 100 170**

**MUHAMMAD RASYID SALAM**

**NRP. 2311 100 185**

**Dosen Pembimbing:**

**Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng**

**NIP. 1963 01 22 1987 01 1001**

**Dr. Ir. Kuswandi, DEA**

**NIP. 1958 06 12 1984 03 1003**

**JURUSAN TEKNIK KIMA**

**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

**INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER**

**SURABAYA 2015**



**FINAL PROJECT-TK 141581**

**ISOTHERMAL VAPOR-LIQUID EQUILIBRIUM  
MEASUREMENT FOR BINARY SYSTEMS OF ETHANOL  
+ DIETHYL CARBONATE AND 2-PROPANOL +  
DIETHYL CARBONATE AT 303.15 – 323.15 K**

**Written By:**

**CINDY CHRISTINE NOVERA**

**NRP. 2311 100 170**

**MUHAMMAD RASYID SALAM**

**NRP. 2311 100 185**

**Advisor:**

**Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng**

**NIP. 1963 01 22 1987 01 1001**

**Dr. Ir. Kuswandi, DEA**

**NIP. 1958 06 12 1984 03 1003**

**DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING  
FACULTY OF TECHNOLOGY INDUSTRY  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA 2014**

## LEMBAR PENGESAHAN

### ANALISA CADANGAN DAN KETAHANAN ENERGI NASIONAL SEBAGAI EVALUASI INDONESIA DALAM MENGHADAPI TANTANGAN MEA 2015

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh  
Gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Jurusan Teknik  
Kimia  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**Hadi Wiratama**  
**Hezron Yerido**

**NRP : 2311 100 114**

**NRP : 2311 100 171**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng ..... (Pembimbing I)
2. Dr. Ir. Kuswandi, DEA ..... (Pembimbing II)
3. Prof. Ir. Renanto, M.S. Ph.D. .... (Penguji I)
4. Dr. Ir. Sumarno, M.Eng ..... (Penguji II)
5. Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng ..... (Penguji III)



Surabaya  
Juli, 2015

**PENGUKURAN KESETIMBANGAN UAP-CAIR  
ISOTHERMAL SISTEM BINER ETANOL + DIETIL  
KARBONAT DAN 2-PROPANOL + DIETIL KARBONAT PADA  
303.15-323.15 K**

Nama Mahasiswa 1	: Cindy Christine Novera
NRP	: 2311 100 170
Nama Mahasiswa 2	: Muhammad Rasyid Salam
NRP	: 2311 100 185
Dosen Pembimbing	: Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng Dr. Ir. Kuswandi, DEA

**ABSTRAK**

Penelitian ini bertujuan untuk mendapatkan data kesetimbangan uap-cair (VLE) isothermal sistem biner etanol + dietil karbonat dan 2-propanol + dietil karbonat secara isothermal pada suhu 303.15 K – 323.15 K. Peralatan eksperimen yang digunakan pada penelitian ini adalah ebulliometer sederhana yang dikembangkan oleh Oktavian *et al.*, Fuel 107(2013) 47-51 dan telah di validasi ulang oleh Wibawa *et al.*, J. Chem. Eng Data 60(2015) 955-959. Pada penelitian ini, dilakukan lagi validasi alat dengan membandingkan tekanan uap murni etanol, 2-propanol dan dietil karbonat (DEC) hasil eksperimen dengan data literatur. Dari hasil validasi, diperoleh *average absolute deviation* (AAD) tekanan uap sebesar 0.75% untuk etanol, 0.87% untuk 2-propanol, dan 1.23% untuk DEC. Berdasarkan eksperimen ini, kesetimbangan uap-cair pada kedua sistem menunjukkan penyimpangan positif terhadap hukum Raoult dan tekanan uap campuran eksperimen kedua sistem berada diantara tekanan uap murni masing-masing komponennya. Data hasil eksperimen telah dikorelasikan dengan model Wilson, *Non-Random Two-Liquid* (NRTL), dan *Universal Quasi-Chemical* (UNIQUAC) untuk masing – masing sistem. Ketiga model menunjukkan hasil korelasi yang baik dengan AAD tekanan uap terhadap eksperimen secara berturut-turut sebesar 1.08%, 1.10%, 1.19% untuk sistem etanol + DEC dan 1.42%, 1.43%, 1.55% untuk sistem 2-propanol + DEC. Dan tidak ditemukan adanya azeotrop pada kedua sistem pada rentang suhu eksperimen ini.

**Kata Kunci:** Kesetimbangan Uap-Cair; Dietil Karbonat; Etanol; 2-Propanol; Wilson; NRTL; UNIQUAC.

**ISOTHERMAL VAPOR-LIQUID EQUILIBRIUM  
MEASUREMENT FOR BINARY SYSTEMS OF ETHANOL +  
DIETHYL CARBONATE AND 2-PROPANOL + DIETHYL  
CARBONATE AT 303.15-323.15 K**

Name 1	: Cindy Christine Novera
NRP	: 2311 100 170
Name 2	: Muhammad Rasyid Salam
NRP	: 2311 100 185
Advisor	: Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng Dr. Ir. Kuswandi, DEA

**ABSTRACT**

*The objective of this research is to measure isothermal vapor-liquid equilibrium (VLE) data for binary systems of ethanol + diethyl carbonate and 2-propanol + diethyl carbonate at 303.15-323.15 K. The experimental apparatus used in this study is the simple ebulliometer as proposed by Oktavian et al., Fuel 107 (2012) 47-51 and revalidated by Wibawa et al., J. Chem. Eng. Data 60(2015) 955-959. In this work, the validation of experimental apparatus was done by comparing the measured vapor pressure of pure ethanol, 2-propanol, and diethyl carbonate (DEC) with literature, giving average absolute deviation (AAD) of 0.75% for ethanol, 0.87% for 2-propanol and 1.23% for DEC. Binary VLE data obtained in this work shows positive deviation from Raoult's law. Both systems indicate that the binary vapor pressure occurred between the values of both pure components' vapor pressure. Experimental data was correlated with Wilson, NRTL and UNIQUAC model. All models show good agreement with vapor pressure AAD of 1.08%, 1.10%, 1.19%, respectively for ethanol + DEC system and 1.42%, 1.43%, 1.55%, respectively for 2-propanol + DEC system.*

**Key Word:** Vapor-Liquid Equilibrium; Diethyl Carbonate; Ethanol; 2-Propanol; Wilson; NRTL; UNIQUAC.

## KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur kami haturkan kepada Tuhan Yang Maha Esa karena berkat rahmat dan karunia-Nya kami dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul:

**Pengukuran Kesetimbangan Uap-Cair Isothermal Sistem Biner Etanol + Dietil Karbonat dan 2-Propanol + Dietil Karbonat pada 303.15 - 323.15 K.**

Penulisan ini adalah untuk memenuhi salah satu syarat dalam menyelesaikan proram Strata-1 (S1) Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri (FTI), Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS).

Kami berterima kasih atas dukungan dan doa dari berbagai pihak yang mendukung kelancaran pengerjaan tugas akhir kami. Pada kesempatan ini kami ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng. selaku Dosen Pembimbing tugas akhir dan Kepala Laboratorium Termodinamika.
2. Bapak Dr. Ir. Kuswandi, DEA, selaku Dosen Pembimbing.
3. Bapak dan Ibu Penguji serta seluruh Karyawan Jurusan Teknik Kimia
4. Orang tua dan saudara-saudara yang selalu mendukung dan mendoakan kami.
5. Teman – teman dekat kami yang senantiasa mendampingi dan mendukung kelancaran studi di kampus Teknik Kimia FTI-ITS.
6. Teman – teman di Laboratorium Termodinamika Teknik Kimia
7. Teman-teman angkatan 2011.
8. Semua pihak yang telah membantu selama proses studi dan penyelesaian skripsi yang tidak bisa disebutkan satu per satu.

Semoga Tuhan YME selalu memberkati dan memberi rahmat atas kebaikan yang telah diberikan. Penulis juga

mengharapkan kritik dan saran yang membangun agar lebih baik di penelitian mendatang.

Pada akhirnya, kami berharap semoga tugas akhir ini dapat berkontribusi untuk ilmu pengetahuan khususnya untuk para Pembaca.

Surabaya, 29 Juni 2015

Penyusun

# DAFTAR ISI

## LEMBAR PENGESAHAN

ABSTRAK .....	i
ABSTRACT .....	iii
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR.....	ix
DAFTAR TABEL .....	xi

## BAB I PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang .....	1
I.2 Perumusan Masalah .....	3
I.3 Tujuan Penelitian .....	4
I.4 Manfaat Penelitian .....	4

## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

II.1 Tinjauan Penelitian .....	5
II.2 Karakteristik Bahan .....	5
II.2.1 <i>Diethyl Carbonate</i> (DEC).....	5
II.2.2 Etanol.....	7
II.2.3 2-Propanol .....	7
II.3 Keseimbangan Uap Cair (VLE).....	8
II.4 Persamaan-Persamaan Koefisien Aktifitas .....	11
II.4.1 Persamaan Wilson.....	11
II.4.2 Persamaan NRTL.....	13
II.4.3 Persamaan UNIQUAC.....	15
II.5 Metode GRG ( <i>Generalized Reduced Gradient</i> ) Nonlinear ..	17

## BAB III METODOLOGI PENELITIAN

III.1 Deskripsi Penelitian.....	19
III.2 Peralatan Eksperimen .....	19
III.3 Bahan Eksperimen.....	20
III.4 Variabel Eksperimen .....	21
III.5 Prosedur Eksperimen.....	21
III.6 <i>Data Treatment</i> .....	21
III.7 Estimasi Ketidakpastian pada Eksperimen .....	24

## BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

IV.1 Validasi Alat .....	25
IV.2 Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap .....	31
IV.2.1 Sistem Biner Etanol (1) + DEC (2) .....	31



IV.2.2 Sistem Biner 2-Propanol (1) + DEC (2).....	32
IV.3 Korelasi Dengan Model Wilson, NRTL, UNIQUAC .....	33
IV.3.1 Sistem Biner Etanol (1) + DEC (2).....	33
IV.3.2 Sistem Biner 2-Propanol (1) + DEC (2).....	43
IV.3 Penyimpangan Terhadap Hukum Raoult .....	52
<b>BAB V KESIMPULAN .....</b>	<b>57</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA.....</b>	<b>i</b>
<b>DAFTAR NOTASI .....</b>	<b>ii</b>
<b>APPENDIKS .....</b>	<b>A-1</b>
<b>LAMPIRAN</b>	

## DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Properti <i>Diethyl Carbonate</i> .....	6
Tabel 2.2	Properti Etanol.....	7
Tabel 2.3	Properti 2-Propanol.....	8
Tabel 4.1	Konstanta Perhitungan Tekanan Uap Etanol, 2-Propanol, dan DEC.....	26
Tabel 4.2	Tekanan Uap Hasil Validasi Alat Menggunakan Etanol.....	27
Tabel 4.3	Tekanan Uap Hasil Validasi Alat Menggunakan 2-Propanol.....	28
Tabel 4.4	Tekanan Uap Hasil Validasi Alat Menggunakan DEC.....	29
Tabel 4.5	Data Eksperimen Tekanan Uap Sistem Etanol (1) + DEC (2).....	31
Tabel 4.6	Data Eksperimen Tekanan Uap Sistem 2-Propanol (1) + DEC (2).....	32
Tabel 4.7	Hasil Perhitungan Menggunakan Model Wilson Sistem Biner etanol (1) + DEC (2).....	34
Tabel 4.8	Hasil Perhitungan Menggunakan Model NRTL Sistem Biner Etanol (1) + DEC (2).....	35
Tabel 4.9	Hasil Perhitungan Menggunakan Model UNIQUAC Sistem Biner Etanol (1) + DEC (2).....	37
Tabel 4.10	Parameter dan Hasil Korelasi Persamaan Wilson, NRTL, UNIQUAC pada Sistem Biner Etanol (1) + DEC (2).....	42
Tabel 4.11	Hasil Perhitungan Menggunakan Model Wilson Sistem Biner 2-Propanol (1) + DEC (2).....	44
Tabel 4.12	Hasil Perhitungan Menggunakan Model NRT Sistem Biner 2-Propanol (1) + DEC (2).....	45
Tabel 4.13	Hasil Perhitungan Menggunakan Model UNIQUAC Sistem Biner 2-Propanol (1) + DEC (2).....	47
Tabel 4.14	Parameter dan Hasil Korelasi Persamaan Wilson, NRTL, UNIQUAC pada Sistem Biner 2-Propanol (1) + DEC (2).....	52

*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1	Skema Alat Ebuliometer.....	20
Gambar 3.2	Diagram Alir Perhitungan Parameter dengan Persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC.....	23
Gambar 4.1	Hubungan Tekanan Uap dan Suhu pada Validasi Alat menggunakan Etanol.....	27
Gambar 4.2	Hubungan Tekanan Uap dan Suhu pada Validasi Alat menggunakan 2-Propanol.....	28
Gambar 4.3	Hubungan Tekanan Uap dan Suhu pada Validasi Alat menggunakan DEC.....	29
Gambar 4.4	Hubungan antara $\gamma_i$ terhadap $x_1$ untuk Sistem Biner Etanol (1) + DEC (2) pada Suhu 303.15 K.....	39
Gambar 4.5	Grafik P- $x_1$ untuk Sistem Biner Etanol (1) + DEC (2) pada Berbagai Suhu $\circ$ 303.15 K; $\square$ 308.15 K; $\Delta$ 313.15 K; $\diamond$ 318.15 K; $\triangleleft$ 323.15 K; (---) model Wilson; (---) model NRTL; (-----) model UNIQUAC.....	40
Gambar 4.6	Grafik P- $x_1$ , $y_1$ untuk Sistem Biner Etanol (1) + DEC (2) pada Berbagai Suhu; $\circ$ 303.15 K; $\square$ 308.15 K; $\Delta$ 313.15 K; $\diamond$ 318.15 K; $\triangleleft$ 323.15 K; (---) model Wilson; (---) model NRTL; dan (-----) UNIQUAC.....	41
Gambar 4.7	Hubungan antara $\gamma_i$ terhadap $x_1$ untuk Sistem 2-Propanol (1) + DEC (2) pada Suhu 303.15 K.....	49
Gambar 4.8	Grafik P- $x_1$ untuk Sistem Biner 2-Propanol(1)+DEC(2) pada Berbagai Suhu $\circ$ 303.15 K; $\square$ 308.15 K; $\Delta$ 313.15 K; $\diamond$ 318.15 K; $\triangleleft$ 323.15 K; (---) model Wilson; (---) model NRTL; (-----) model UNIQUAC; .....	50
Gambar 4.9	Grafik P- $x_1$ , $y_1$ untuk Sistem Biner 2-Propanol (1) + DEC (2) pada Suhu; $\circ$ 303.15 K; $\square$ 308.15 K; $\Delta$ 313.15 K; $\diamond$ 318.15 K; $\triangleleft$ 323.15 K; (---) model Wilson; (---) model NRTL; dan (-----) UNIQUAC.....	51
Gambar 4.10	Grafik P- $x_1$ Sistem Biner Etanol (1)+DEC(2) pada Suhu 308.15 K.....	53
Gambar 4.11	Grafik P- $x_1$ Sistem Biner 2-Propanol(1)+DEC(2) Suhu 308.15 K.....	54

## DAFTAR NOTASI

$A$	Konstanta untuk Persamaan Antoine
$a$	Konstanta untuk Persamaan Wagner
$B$	Konstanta untuk Persamaan Antoine
$b$	Konstanta untuk Persamaan Wagner
$b_{ij}$	Parameter untuk Persa Model NRTL
$C$	Konstanta untuk Persamaan Antoine
$c$	Konstanta untuk Persamaan Wagner
$d$	Konstanta untuk Persamaan Wagner
$\hat{f}$	Fugasitas
$G$	Energi bebas Gibbs
$G_{ij}$	Konstanta empiris untuk Model NRTL
$\Delta h$	Beda ketinggian manometer Hg, mmHg
$n$	Jumlah mol total, mol
$P / P_{vp}$	Tekanan uap, kPa
$q_i$	Parameter Area untuk Komponen $i$
$r_i$	Parameter Volume untuk Komponen $i$
$R$	Konstanta Gas, 8.314 m <sup>3</sup> Pa/(mol. K)
$T$	Suhu, K
$t$	Suhu, °C
$\Delta u_{ij}$	Parameter untuk Model UNIQUAC
$x$	Fraksi mol di fase liquid saat setimbang
$x_i$	Fraksi mol fase liquid komponen $i$
$x^0$	Komposisi feed
$y$	Fraksi mol di fase uap
$\delta$	Ketidakpastian

### Greek

$\alpha$	Parameter NRTL model (Non-Randomness factor)
$\phi_i$	Koefisien fugasitas komponen $i$
$\hat{\phi}_i$	Koefisien fugasitas komponen murni $i$
$\gamma_i$	Koefisien aktifitas komponen $i$
$\Lambda_{ij}$	Parameter untuk Persamaan Wilson
$\theta_i$	Fraksi Area untuk Komponen $i$
$\Phi_i$	Fraksi Volume untuk Komponen $i$
$\tau$	$1 - T / T_c$
$\tau_{ij}$	Konstanta empiris persamaan NRTL
$\rho$	Densitas, kg/m <sup>3</sup>

### Superscript

$l$	Fase liquid
$v$	Fase uap
$^0$	murni ( $P_1^0$ = tekanan uap komponen 1 murni)

### Subscript

$c$	kondisi kritis
$cal$	Nilai dari perhitungan
$exp$	Nilai dari eksperimen
$i, j, k$	Komponen ke-
$Sat$	saturated/ jenuh
$1,2$	Komponen 1,2

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **I.1 Latar Belakang**

Kebijakan Energi Nasional (KEN) yang dikeluarkan oleh Badan Perencanaan Pembangunan Nasional melalui Direktorat Sumber Daya Energi, Mineral dan Pertambangan memiliki sasaran pada tahun 2050, energi nasional akan didominasi oleh Energi Baru Terbarukan (EBT) sebesar 40%. Sedangkan untuk minyak bumi dan gas bumi akan berada di kisaran 15-20%. Dimana pada tahun 2010 tercatat hanya 5.7% EBT yang digunakan sedangkan minyak bumi sebesar 49.7% dan gas bumi sebesar 20.1% (Direktorat Sumber Daya Energi, Mineral dan Pertambangan, 2012).

Untuk mencapai target tersebut, upaya yang harus dilakukan adalah pengembangan terhadap penggunaan EBT dalam memenuhi kebutuhan energi masyarakat, salah satunya alkohol. Alkohol adalah bahan bakar yang dapat diperbaharui dimana salah satu jenisnya, yaitu etanol telah banyak digunakan sebagai bahan bakar pada kendaraan bermotor. Sebagian besar kendaraan di amerika dan brazil telah menggunakan campuran gasolin dan etanol sebagai bahan bakar (Flavin, 2006). Etanol sebagai bahan bakar memiliki nilai *gasoline gallon equivalency* (GGE) sebesar 1.5 galon yang berarti 1.5 galon etanol memproduksi energi sebesar 1 galon gasolin.

Selain etanol, propanol juga merupakan bahan bakar alternatif yang dapat diperbaharui. Propanol sebagai bahan bakar memiliki nilai *gasolin gallon equivalency* (GGE) sebesar 1.0 galon yang berarti energi per volume propanol sama dengan gasolin. Alkohol ketika dicampur dengan gasolin memberikan beberapa kelebihan, yaitu menambah nilai oktan, meningkatkan pembakaran, dan mengurangi emisi CO dan NO<sub>x</sub> (Arango *et al.*, 2012). Dibandingkan isomer alkoholnya, 2-propanol lebih baik sebagai aditif pada gasolin (Gong *et al.*, 2014).

Namun penambahan alkohol pada gasolin dapat menimbulkan masalah berupa kenaikan tekanan uap. Hasil eksperimen Pumprey *et al.* (2010) dan Andersen *et al.* (2010) menunjukkan bahwa tekanan uap campuran gasolin dan alkohol (C1—C3) berada diatas tekanan uap murni kedua komponen.

Tekanan uap merupakan hal yang sangat penting pada mesin karena mempengaruhi terjadinya *vapor lock* (ASTM International, 2014). *Vapor lock* adalah masalah yang terjadi ketika gasolin yang seharusnya masih dalam fase liquid berubah fase menjadi gas pada sistem transfer bahan bakar di dalam mesin. Oleh karena itu tekanan uap yang tinggi meningkatkan kemungkinan terjadinya *vapor lock*. Saat ini, terdapat kecenderungan untuk mengurangi tekanan uap pada gasolin. American Auto/Oil Program meneliti hubungan antara kehilangan akibat penguapan dengan tekanan uap dari gasolin. Ditemukan bahwa untuk gasolin dengan komposisi yang sama, penurunan sebesar 0.1 psi tekanan air menghasilkan kehilangan akibat penguapan sebesar rata-rata 4.3% pada kendaraan dengan sistem *fuel injection* yang terbaru. Sedangkan pada kendaraan keluaran lama yang dilengkapi dengan karburator, efek yang ditemukan jelas lebih besar, yaitu kehilangan akibat penguapan sekitar 20% (Guibet dan Faura-Birchem, 1999). Selain itu, tekanan uap berpengaruh dalam penyalaan mesin yang tepat pada suhu lingkungan (*cold starting*), dan kualitas dari penyalaan mesin dengan injeksi bahan (API, 2001).

Selain alkohol, terdapat zat aditif lainnya sebagai *octane booster* untuk bahan bakar, seperti *dimethyl carbonate* (DMC) dan *diethyl carbonate* (DEC). DMC dan DEC merupakan zat aditif pada bahan bakar yang juga memiliki kelebihan seperti menambah nilai oktan, meningkatkan pembakaran dan mengurangi emisi CO dan NOx. DMC dan DEC telah digunakan sebagai bahan aditif tunggal dalam gasolin ataupun sebagai bahan aditif dalam gasolin bersama dengan alkohol, seperti metanol, etanol, dan 1-propanol (Eweis *et al.*, 1997). Jika dibandingkan dengan DMC, DEC memiliki kandungan energi yang lebih tinggi,



tekanan uap yang lebih rendah, dan distribusi yang lebih baik di dalam gasolin dibandingkan di dalam air. DEC juga merupakan bahan yang ramah lingkungan karena tidak beracun, *bioaccumulation* yang rendah, dan cepat terurai oleh bakteri (Pacheco dan Marshall, 1997).

Untuk mengatasi kekurangan yang ada pada alkohol sebagai campuran pada gasolin yang berupa tingginya tekanan uap campuran, maka DEC yang memiliki tekanan uap lebih rendah dapat digunakan sebagai zat tambahan (co-aditif) dalam campuran gasolin-alkohol.

Sebagai properti yang penting pada bahan bakar, data tekanan uap yang akurat dari kesetimbangan uap-cair (*Vapor-Liquid Equilibrium*) sangat penting dalam mendesain campuran bahan bakar dengan tekanan uap yang spesifik.

Beberapa penelitian terdahulu telah dilakukan untuk sistem biner, yaitu Arango *et al.* (2012) dan Luo *et al.* (2000) meneliti mengenai kesetimbangan uap-cair sistem biner dietil karbonat + etanol secara isothermal pada suhu 352.05 K, 353.15 K, 363.15 K, dan 392.75 K. Rodri'guez *et al.* (2003) meneliti mengenai kesetimbangan uap-cair sistem biner dietil karbonat dengan lima alkohol (metanol, etanol, 1-propanol, 1-butanol, 1-pentanol) pada tekanan 101.3 kPa dan suhu 351.73 K dan 396.02 K. Berdasarkan penelitian-penelitian yang telah dilakukan sebelumnya, diperoleh data kesetimbangan uap-cair antara alkohol + dietil karbonat pada suhu sistem sekitar di atas 350 K, sedangkan penelitian untuk sistem alkohol (etanol / 2-propanol) + dietil karbonat pada suhu 303.15 – 323.15 K belum pernah dilakukan.

## **I.2 Perumusan Masalah**

Berdasarkan uraian di atas, dijelaskan bahwa dalam mendesain campuran bahan bakar diperlukan data tekanan uap campuran yang akurat dari kesetimbangan uap-cair antar komponen-komponen yang akan dijadikan campuran dengan bahan bakar. Diketahui telah dilakukan beberapa penelitian data

kesetimbangan, antara lain data kesetimbangan uap-cair sistem biner dietil karbonat + etanol secara isothermal pada suhu 352.05 K, 353.15 K, 363.15 K, dan 392.75 K dan kesetimbangan uap-cair sistem biner dietil karbonat dengan lima alkohol (metanol, etanol, 1-propanol, 1-butanol, 1-pentanol) pada tekanan 101.3 kPa dan suhu 351.73 K dan 396.02 K. Sementara untuk data kesetimbangan uap-cair isothermal dietil karbonat + etanol dan dietil karbonat + 2-propanol pada suhu 303.15 K – 323.15 K belum pernah dilakukan. Oleh karena itu, penelitian ini diharapkan mampu melengkapi hasil yang telah diperoleh oleh peneliti sebelumnya dengan menghasilkan data kesetimbangan uap-cair isothermal sistem biner etanol + dietil karbonat dan 2-propanol + dietil karbonat pada suhu 303.15 K – 323.15 K untuk basis dalam mendesain campuran bahan bakar gasolin dengan DEC dan alkohol.

### **I.3 Tujuan Penelitian**

Tujuan dari penelitian ini adalah untuk mendapatkan data kesetimbangan uap-cair sistem biner etanol + DEC dan 2-propanol + DEC secara isothermal pada suhu 303.15 K – 323.15 K yang akurat dan mengkorelasikan data eksperimen dengan model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC.

### **I.4 Manfaat Penelitian**

Data kesetimbangan uap-cair isothermal sistem biner etanol + DEC dan 2-propanol + DEC pada suhu 303.15 K – 323.15 K yang diperoleh dalam penelitian ini dapat digunakan untuk mendesain campuran bahan bakar gasolin dengan DEC dan alkohol (etanol dan 2-propanol).

## **BAB II**

### **TINJAUAN PUSTAKA**

#### **II.1 Tinjauan Penelitian**

Penelitian ini dilakukan dengan meninjau beberapa penelitian tentang kesetimbangan uap-cair yang telah dilakukan sebelumnya, antara lain:

1. Luo *et al.* (2000) meneliti tentang kesetimbangan uap cair untuk sistem biner DMC + metanol, DMC + etanol, DEC + etanol, DMC + DEC, etanol + EMC pada tekanan 101.3 kPa dan suhu 352.05 K – 392.75 K.
2. Rodriguez *et al.* (2003) meneliti tentang kesetimbangan uap cair untuk sistem biner diethyl carbonate dengan lima alkohol (metanol, etanol, 1-propanol, 1-butanol, 1-pentanol) pada tekanan 101.3 kPa dan suhu 351.73 K – 396.02 K.
3. Arango *et al.* (2012) meneliti tentang kesetimbangan uap cair untuk sistem biner etanol dengan diethyl carbonate secara isothermal pada suhu 353.15 K dan 363.15 K.

#### **II.2 Karakteristik Bahan**

##### **II.2.1 *Diethyl Carbonate* (DEC)**

*Diethyl Carbonate* (DEC) dikenal sebagai bahan kimia yang ramah lingkungan karena memiliki kandungan beracun yang dapat diabaikan. Kandungan oksigen yang tinggi dalam DEC membuat DEC menjadi bahan yang menjanjikan sebagai bahan aditif penambah nilai oksigen dalam bahan (Pacheco dan Marshall, 1997). Keuntungan lain dari DEC adalah DEC dapat terurai dengan lambat menjadi karbon dioksida dan etanol dimana keduanya tidak mempunyai efek pada saat dibuang ke lingkungan (Crandall, 1987). Terdapat beberapa metode secara sintesis untuk memproduksi DEC, seperti proses phosgene (Muskat dan Strain, 1941), oksidatif carbonylation dari etanol (Dunn *et al.*, 2002)

(Roh *et al.*, 2002) (Zhang *et al.*, 2005), aktivasi dari karbon dioksida (Tomishige *et al.*, 1999), reaksi dari etanol dengan urea dengan katalis organotin (Ryu, 1999), dan pertukaran ester (Urano *et al.*, 1993).

**Tabel 2.1** Properti *Diethyl Carbonate*<sup>[a,b]</sup>

Nama Lain	Carbonic Ether, Ethyl Carbonate, Eufin
Rumus Kimia	$\text{OC}(\text{OCH}_2\text{CH}_3)_2$
Berat Molekul	118.13 g/mole
Lower Heating Value	74.3 MBtu/gal
Reid Vapor Pressure	-
Vapor Pressure @20 °C <sup>[c]</sup>	1.11 kPa
Normal Boiling Point	126 °C
Melting Point	-43 °C
Research Octane Number (RON) Gasoline Blending at 10 vol%	111
Motor Octane Number (MON) Gasoline Blending at 10 vol%	96

<sup>a</sup>(Pacheco dan Marshall, 1997); <sup>b</sup>(Short, 1983); <sup>c</sup>(Perry dan Green Don, 1984)

### II.2.2 Etanol

Etanol merupakan sumber energi yang dapat diperbaharui karena dapat diproduksi dalam skala besar dengan proses fermentasi gula, dimana gula pada tumbuhan jagung ataupun tumbuhan lain dikonversi dengan adanya enzim menjadi etanol dan karbon dioksida.. Etanol secara luas digunakan sebagai bahan bakar kendaraan dimana sebagian besar sebagai zat aditif pada bensin.

**Tabel 2.2** Properti Etanol<sup>[a,b]</sup>

Nama Lain	Ethyl Alcohol, Ethyl Hydrate, Grain Alcohol
Rumus Kimia	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O
Berat Molekul	46.07 g/mole
Lower Heating Value	75.7 MBtu/gal
Reid Vapor Pressure	127 mmHg
Vapor Pressure @20 °C <sup>[c]</sup>	5.7 kPa
Normal Boiling Point	78 °C
Melting Point	-114 °C
Research Octane Number (RON) <sup>[d]</sup>	109
Motor Octane Number (MON) <sup>[d]</sup>	90

<sup>a</sup>(Pacheco dan Marshall, 1997); <sup>b</sup>(Short, 1983); <sup>c</sup>(Perry dan Green Don, 1984), <sup>d</sup>(Hunwartz,1982)

### II.2.3 2-Propanol

Isopropyl alkohol (2-propanol) diproduksi dengan mencampur air dengan propene reaksi *hydration* atau dengan proses hidrogenasi aseton (Hunwartz,1982) (Christensen *et al.*, 2011). Isopropyl secara luas digunakan sebagai larutan untuk pelapisan atau untuk proses industri. Isopropyl alkohol juga dapat digunakan sebagai zat aditif dalam bensin (Hunwartz,1982).

**Tabel 2.3** Properti 2-Propanol<sup>[a,b]</sup>

Nama Lain	Isopropyl Alcohol, Propan-2-ol, Isopropanol, sec-Propyl Alcohol, s-Propanol
Rumus Kimia	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O
Berat Molekul	60.1 g/mole
Lower Heating Value	87.4 MBtu/gal
Reid Vapor Pressure	107 mmHg
Vapor Pressure @25 °C <sup>[c]</sup>	4.4 kPa
Normal Boiling Point	82 °C
Melting Point	-90 °C
Research Octane Number (RON) <sup>[d]</sup>	106
Motor Octane Number (MON) <sup>[d]</sup>	99

<sup>a</sup>(Pacheco dan Marshall, 1997); <sup>b</sup>(Short, 1983); <sup>c</sup>(Perry dan Green Don, 1984), <sup>d</sup>(Hunwartzen,1982)

### II.3 Kesetimbangan Uap Cair (VLE)

Apabila suatu campuran zat cair berada dalam kesetimbangan dengan campuran uap pada temperatur dan tekanan yang sama, besaran yang diperlukan adalah temperatur, tekanan dan komposisi kedua fase. Suatu sistem dikatakan setimbang secara termodinamika jika sistem tersebut tidak mengalami kecenderungan ke arah perubahan pada skala makroskopis.

Uap berasal dari fase liquida yang menunjukkan kecenderungan untuk berubah menjadi uap. Fase uap juga memiliki kecenderungan menjadi fase liquida dengan cara kondensasi. Kecenderungan untuk berubah dapat diukur dengan kuantitas  $f$  yang disebut fugasitas. Pada keadaan setimbang properti-properti yang teramati tidak berubah terhadap waktu, sehingga properti-properti intensif atau potensial termodinamikanya (suhu, tekanan, potensial kimia) sama dalam suatu sistem. Keseragaman tersebut berpengaruh pada tidak

adanya transfer panas, transfer massa, dan kerja dari dalam maupun ke luar sistem.

Untuk setiap komponen dalam campuran, kondisi kesetimbangan dapat di nyatakan dengan persamaan :

$$\hat{f}_i^L = \hat{f}_i^V \quad (2.1)$$

Untuk fase uap dengan fraksi mol  $y$ , hubungan antara fugasitas dengan temperatur, tekanan dan fraksi mol, koefisien fugasitas dapat di nyatakan dengan persamaan :

$$\hat{f}_i^V = y_i \hat{\phi}_i P \quad (2.2)$$

Fugasitas komponen  $i$  dalam fase cair terhubung dengan komposisi fase yang bersangkutan melalui koefisien aktivitas

yang dapat dinyatakan dengan persamaan :

$$\hat{f}_i^L = x_i \gamma_i f_i^0 \quad (2.3)$$

Dengan harga  $f_i^0$  didapatkan dari persamaan

$$f_i^0 = P_i^{sat} \phi_i^{sat} \exp\left(\frac{V_i^l (P - P_i^{sat})}{RT}\right) \quad (2.4)$$

Pada tekanan rendah, faktor eksponensial (*pynting factor*) yang nilainya mendekati 1 dan  $\phi_i$  dianggap 1 sehingga :

$$\hat{f}_i^L = \gamma_i x_i P_i^{sat} \quad (2.5)$$

Pada tekanan rendah fasa gas diasumsikan mengikuti kelakuan gas ideal maka :

$$\hat{\phi}_i = 1 \quad (2.6)$$

Maka Dari Persamaan (2.2) dan (2.5) didapatkan persamaan :

$$y_i P = P_i^{sat} \gamma_i x_i \quad (2.7)$$

Sedangkan koefisien aktivitas dinyatakan dengan persamaan :

$$\gamma_i = \frac{\hat{f}_i^L}{x_i f_i^o} \quad (2.8)$$

Pada Persamaan Gibbs Duhem dinyatakan bahwa di dalam suatu campuran, koefisien aktivitas tiap komponennya tidak bebas terhadap yang lain melainkan terhubung melalui Persamaan Diferensial.

Persamaan Umum Gibbs Duhem :

$$\left[ \frac{\partial M}{\partial P} \right]_{T,x} dP + \left[ \frac{\partial M}{\partial T} \right]_{P,x} dT - \sum_i x_i d\bar{M}_i = 0 \quad (2.9)$$

Pada  $P$  dan  $T$  konstan, maka :

$$\sum_i x_i d\bar{M}_i = 0 \quad (2.10)$$

Jika  $\ln \gamma_i$  adalah properti parsial, maka Persamaan (2.10) menjadi:

$$\sum x_i d \ln \gamma_i = 0 \quad (2.11)$$

Maka diperoleh hubungan Persamaan Gibbs Duhem untuk sistem biner sebagai berikut :

$$x_1 \left[ \frac{\partial \ln \gamma_1}{\partial x_1} \right]_{T,P} = x_2 \left[ \frac{\partial \ln \gamma_2}{\partial x_2} \right]_{T,P} \quad (2.12)$$

Agar suatu data mudah diolah maka harganya relatif terhadap suatu keadaan ideal dengan eksess properti yaitu perbedaan antara harga nyata dan harga idealnya, dimana :

$$M^E = M - M^{id} \quad (2.13)$$

$$nG^E = nG - nG^{id} \quad (2.14)$$

Penggunaan Persamaan Gibbs Duhem paling baik dilakukan melalui konsep kelebihan energi Gibbs (*excess* energi Gibbs), yaitu energi Gibbs teramati pada suatu campuran yang di



atas atau lebih besar untuk larutan ideal pada temperatur, tekanan dan komposisi yang sama.

Total kelebihan energi Gibbs  $G^E$  untuk larutan biner, mengandung  $n_1$  mol komponen 1 dan  $n_2$  mol komponen 2 di definisikan dengan :

$$\frac{G^E}{RT} = x_1 \ln \gamma_1 + x_2 \ln \gamma_2 \quad (2.15)$$

Dalam sistem kesetimbangan uap-cair, ketika yang diketahui merupakan data fraksi komponen pada liquid dan suhu, sedangkan yang dihitung adalah tekanan, maka digunakan perhitungan BUBL P dengan asumsi  $\sum_i y_i = 1$ . Oleh karena itu Persamaan (2.7) menjadi:

$$P = \sum_i x_i \gamma_i P_i^{sat} \quad (2.16)$$

## II.4 Persamaan – Persamaan Koefisien Aktifitas

Model energi Gibbs seperti Wilson, NRTL (Non Random Two Liquid), UNIFAC (Universal Functional Activity Coefficient) dan UNIQUAC (Universal Quasi-Chemical) sering digunakan untuk korelasi VLE campuran non-ideal. Model ini membutuhkan parameter interaksi biner tiap pasangan antar molekulnya (*pair*).

### II.4.1 Persamaan Wilson

Persamaan Wilson dikemukakan oleh Wilson (1964). Persamaan Wilson mengacu pada konsep *local composition* yang merupakan dasar dari pengembangan teori pada termodinamika molekuler untuk *liquid-solution*. Pada *liquid-solution*, komposisi lokal berbeda dengan komposisi campuran secara keseluruhan, merupakan perkiraan untuk menghitung *short-range* dan *nonrandom molecular orientation* yang dihasilkan dari perbedaan ukuran molekul dan gaya intermolekuler.

Persamaan Wilson dapat digunakan untuk larutan ideal maupun larutan yang sangat tidak ideal. Untuk campuran-campuran biner sangat tidak ideal, misalnya larutan-larutan alkohol dengan hidrokarbon, persamaan Wilson lebih baik karena tidak seperti persamaan NRTL yang memiliki tiga parameter dan secara matematik lebih sederhana dibandingkan persamaan UNIQUAC.

Persamaan Wilson, seperti halnya persamaan Margules dan Van Laar hanya terdiri dari dua parameter untuk sistem biner ( $\Lambda_{12}$  dan  $\Lambda_{21}$ ) yang dinyatakan sebagai berikut :

$$\frac{G^E}{RT} = -x_1 \ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) - x_2 \ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1) \quad (2.17)$$

$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left( \frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} + \frac{\Lambda_{21}}{x_1\Lambda_{21} + x_2} \right) \quad (2.18)$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1) + x_1 \left( \frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} + \frac{\Lambda_{21}}{x_1\Lambda_{21} + x_2} \right) \quad (2.19)$$

$$\Lambda_{12} = \frac{V_2}{V_1} \exp\left(-\frac{\lambda_{12} - \lambda_{11}}{RT}\right) \quad (2.20)$$

$$\Lambda_{21} = \frac{V_1}{V_2} \exp\left(-\frac{\lambda_{21} - \lambda_{22}}{RT}\right) \quad (2.21)$$

Persamaan biner tersebut dikembangkan dari persamaan umum yang juga dapat digunakan untuk komponen lebih dari dua. Persamaan umum koefisien aktifitas adalah sebagai berikut :

$$\ln \gamma_i = -\ln \left( \sum_j^N x_j \Lambda_{ij} \right) + 1 - \sum_K^N \frac{x_k \Lambda_{ki}}{\sum_K^N x_j \Lambda_{kj}} \quad (2.22)$$

Kelebihan dari persamaan Wilson ini adalah :

- Dapat digunakan untuk larutan mendekati ideal maupun larutan yang sangat tidak ideal
- Hanya memiliki dua parameter sehingga lebih mudah dalam pengerjaannya
- Untuk campuran biner yang sangat tidak ideal (larutan alkohol dengan hidrokarbon) akan diperoleh hasil prediksi yang lebih baik
- Baik digunakan untuk larutan yang nonpolar
- Dapat dipakai untuk sistem multi komponen

Sementara, kekurangan dari persamaan Wilson ini adalah :

- Tidak dapat digunakan pada larutan yang tidak larut
- Tidak dapat dipakai untuk LLE (Liquid-liquid Equilibrium)
- Tidak dapat dipakai untuk polimer

## **II.4.2 Persamaan NRTL**

Persamaan NRTL dikemukakan oleh Renon dan Prauznitz (1968). Persamaan ini diturunkan berdasarkan konsep *local composition* yang dipelopori oleh Wilson. Persamaan NRTL ini dapat digunakan untuk sistem yang larut sebagian maupun untuk sistem yang larut sempurna. Persamaan ini dapat dipakai secara luas dalam VLE, LLE, dan VLLE untuk berbagai jenis zat, misalnya campuran hidrokarbon jenuh dan spesies polar, campuran senyawa non-polar, campuran species non-polar dan polar, campuran air dan species polar, dan campuran alkohol dengan campuran spesies non-polar.

Persamaan NRTL mempunyai tiga parameter, yaitu dengan tambahan parameter ketidakacakan ( $\alpha$ ) yang membuat persamaan tersebut dapat diaplikasikan untuk berbagai jenis campuran dan kesetimbangan cair-cair. Perhitungan parameter untuk persamaan ini dilakukan dengan menetapkan harga  $\alpha$  pada nilai tertentu dan selanjutnya melakukan optimasi untuk memperoleh dua parameter. Harga  $\alpha$  biasanya berada diantara 0,2

sampai 0,47. Angka ini diperoleh dari beberapa eksperimen system biner. Walaupun lebih rumit, persamaan ini dapat digunakan pada sistem ideal dan non-ideal.

Persamaan NRTL untuk sistem biner dinyatakan dengan :

$$\frac{G^E}{RT} = x_1 x_2 \left( \frac{\tau_{21} G_{21}}{x_1 + x_2 G_{21}} + \frac{\tau_{12} G_{12}}{x_2 + x_1 G_{12}} \right) \quad (2.23)$$

$$\ln \gamma_1 = x_2^2 \left[ \tau_{21} \left[ \frac{G_{21}}{x_1 + x_2 G_{21}} \right]^2 + \frac{\tau_{12} G_{12}}{(x_2 + x_1 G_{12})^2} \right] \quad (2.24)$$

$$\ln \gamma_2 = x_1^2 \left[ \tau_{21} \left[ \frac{G_{12}}{x_2 + x_1 G_{12}} \right]^2 + \frac{\tau_{12} G_{21}}{(x_1 + x_2 G_{21})^2} \right] \quad (2.25)$$

dimana,

$$\ln G_{12} = -\alpha_{12} \tau_{12} \quad (2.26)$$

$$\ln G_{21} = -\alpha_{12} \tau_{21} \quad (2.27)$$

$$\tau_{12} = \frac{b_{12}}{RT} \quad (2.28)$$

$$\tau_{21} = \frac{b_{21}}{RT} \quad (2.29)$$

Persamaan koefisien aktifitas untuk sistem biner dan multikomponen lain dapat diturunkan dari persamaan dasarnya:

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^n \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{k=1}^n G_{ki} x_k} + \sum_{j=1}^n \frac{x_j G_{ij}}{\sum_{k=1}^n G_{kj} x_k} \left( \tau_{ij} - \frac{\sum_{k=1}^n x_k \tau_{kj} G_{kj}}{\sum_{k=1}^n G_{kj} x_k} \right) \quad (2.30)$$

Pengalaman menunjukan bahwa Persamaan model NRTL ini memiliki keandalan yang konsisten dibanding Van Laar dan Margules dalam arti persamaan ini biasanya dapat menangani keadaan-keadaan yang sangat tidak ideal, hanya dengan dua atau

tiga parameter yang dapat disesuaikan. Persamaan NRTL sesuai untuk sistem multikomponen. Dapat digunakan untuk system VLE dan LLE. Untuk sistem organik akan diperoleh hasil yang baik dan akurat, dan dapat dipakai untuk larutan yang saling larut sempurna dan yang larut sebagian.

Sementara kekurangan dari persamaan NRTL adalah membutuhkan tiga parameter biner, perlu kehati-hatian dalam pemilihan  $\alpha$  (biasanya diperoleh dari data percobaan sebelumnya), dan tidak dapat dipakai untuk polimer.

### II.4.3 Persamaan UNIQUAC

Persamaan UNIQUAC dikemukakan oleh Abrams dan Prausnitz (1975). Persamaan ini pada dasarnya merupakan kelanjutan dari teori quasi-chemical dari Guggenheim untuk campuran *non-random* yang diaplikasikan untuk larutan yang mengandung molekul-molekul yang memiliki ukuran yang berbeda. Persamaan ini juga dapat digunakan untuk sistem cair yang larut sempurna maupun larut sebagian. Persamaan ini dapat diaplikasikan untuk campuran cair non-elektrolit, baik polar maupun non-polar, seperti hidrokarbon, alkohol, nitril, keton, aldehid, dan sebagainya.

Persamaan UNIQUAC dipisahkan menjadi dua bagian yaitu bagian kombinatorial yang terdiri dari parameter komponen murni saja untuk menghitung perbedaan bentuk dan ukuran molekul, serta bagian residual yang menggabungkan dua parameter biner tiap pasang molekul untuk menghitung interaksi molekul.

$$g = g^c + g^R \quad (2.31)$$

Untuk sistem multikomponen :

$$g^c = \sum_i x_i \ln \frac{\Phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} \sum_i q_i x_i \ln \frac{\theta_i}{\Phi_i} \quad (2.32)$$

$$g^R = -\sum_i q_i x_i \ln \left( \sum_j \theta_j \tau_{ji} \right) \quad (2.33)$$

Dimana i, j, k, = 1,2,3...,N (komponen )

$$\theta_i = \frac{x_i q_i}{\sum_j x_j q_j} \quad (2.34)$$

$$\Phi_i = \frac{x_i r_i}{\sum_j x_j r_j} \quad (2.35)$$

$$\tau_{ji} = \exp \left( -\frac{(a_{ji} - a_{ii})}{T} \right) \quad (2.36)$$

$$\text{dimana,} \quad a_{ii} = a_{jj} = a_{kk} = 0 \quad (2.37)$$

$$a_{ji} = a_{ij} \quad (2.38)$$

dan z = 10 ( ditetapkan )

Koefisien aktivitas untuk sembarang komponen i dinyatakan sebagai berikut:

$$\ln \gamma_i = \ln \frac{\Phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\Phi_i} + l_i - \frac{\theta_i}{\Phi_i} \sum_j x_j l_j - q_i \ln \left( \sum_j \theta_j \tau_{ji} \right) + q_i - q_i \sum_j \frac{\theta_j \tau_{ij}}{\sum_k \theta_k \tau_{kj}} \quad (2.39)$$

dan,

$$l_i = \frac{z}{2} (r_i - q_i) - (r_i - 1) \quad (2.40)$$

Model UNIQUAC dapat diterapkan untuk memprediksi kesetimbangan uap-cair sistem multi komponen dengan parameter energi interaksi sistem biner. Keuntungan menggunakan persamaan UNIQUAC adalah hanya mempunyai dua parameter yang dapat disesuaikan, mempunyai ketergantungan yang lebih kecil terhadap suhu, dan dapat diterapkan pada larutan dengan molekul-molekul yang besar atau

kecil sebab variabel konsentrasi primer merupakan fraksi permukaan dan bukan fraksi mol.

## II.5 Metode GRG (*Generalized Reduced Gradient*) Nonlinear

Pada tahun 1967, Wolfe mengembangkan metode *reduced gradient* berdasarkan teknik eliminasi variabel sederhana untuk permasalahan dengan constrain berupa persamaan. Metode *Generalized Reduced Gradient* merupakan perluasan metode *reduced gradient* untuk menangani permasalahan dengan constrain berupa pertidaksamaan nonlinear (Arora, 2012). Algoritma metode GRG untuk meminimalkan fungsi  $f(x)$ ,  $x=[x_1, x_2, \dots, x_n]$  dengan constrain  $h_k(x)=0$ ,  $k=1,2,\dots,K$ , adalah sebagai berikut:

1. Tentukan nilai awal  $x^0$  dan search parameter  $\alpha^0$ , serta error  $\varepsilon$  dan reduction parameter  $\gamma$ ,  $0 < \gamma < 1$ .
2. Bagi  $x$  menjadi  $\hat{x}$  (basic variable) dan  $\bar{x}$  (non-basic variable), dengan ketentuan jumlah non-basic variable merupakan selisih antara jumlah total variabel dengan jumlah persamaan constrain
3. Hitung nilai turunan  $\nabla \bar{f}(x^{(i)})$  dan  $\nabla \hat{f}(x^{(i)})$
4. Hitung nilai  $C=[\nabla \bar{h}_1; \nabla \bar{h}_2; \dots; \nabla \bar{h}_K]$  dan  $J=[\nabla \hat{h}_1; \nabla \hat{h}_2; \dots; \nabla \hat{h}_K]$
5. Hitung  $\nabla \tilde{f}(x^{(i)}) = \nabla \bar{f}(x^{(i)}) - \nabla \hat{f}(x^{(i)}) J^{-1} C$
6. If  $\|\nabla \tilde{f}(x^{(i)})\| \leq \varepsilon$ , berhenti. Jika tidak, tetapkan  $\bar{d} = -(\nabla \tilde{f})^T$ ,  $\hat{d} = -J^{-1} C \bar{d}$ , dan  $d = (\hat{d}, \bar{d})^T$
7. Tetapkan search parameter  $\alpha = \alpha^0$
8. Untuk  $i=1,2,3,\dots$ :
  - a. Hitung  $v^{(i)} = x^{(i)} + \alpha d$ . Jika  $|h_k(v^{(i)})| \leq \varepsilon$ ,  $k=1,2,\dots,K$ . lanjut ke (d). Jika tidak, lanjutkan.
  - b.  $\hat{v}^{(i+1)} = \hat{v}^{(i)} - J^{-1} \nabla \hat{f}(v^{(i)})$  dan  $\bar{v}^{(i+1)} = \bar{v}^{(i)}$

- c. Jika  $\|\hat{v}^{(i+1)} - \hat{v}^{(i)}\| > \varepsilon$ , kembali ke (b). Jika tidak, jika  $h_k(v^{(i)}) \leq \varepsilon$ ,  $k=1,2,\dots,K$ , lanjut ke langkah (d), jika tidak,  $\alpha=\alpha\gamma$  dan kembali ke langkah (a)
- d. Jika  $f(x^{(t)}) \leq f(v^{(i)})$ ,  $\alpha=\alpha\gamma$  dan kembali ke langkah (a). Jika tidak,  $x^{(t+1)} = v^{(i)}$  dan kembali ke tahap (2).



## **BAB III**

### **METODE PENELITIAN**

#### **III.1 Deskripsi Penelitian**

Secara garis besar penelitian ini dilakukan untuk mendapatkan data kesetimbangan uap-cair sistem biner etanol + dietil karbonat dan 2-propanol + dietil karbonat secara isothermal yang akurat dan mengkorelasikan data eksperimen dengan model Wilson, *Non-Random Two-Liquid* (NRTL), dan *Universal Quasi-Chemical* (UNIQUAC).

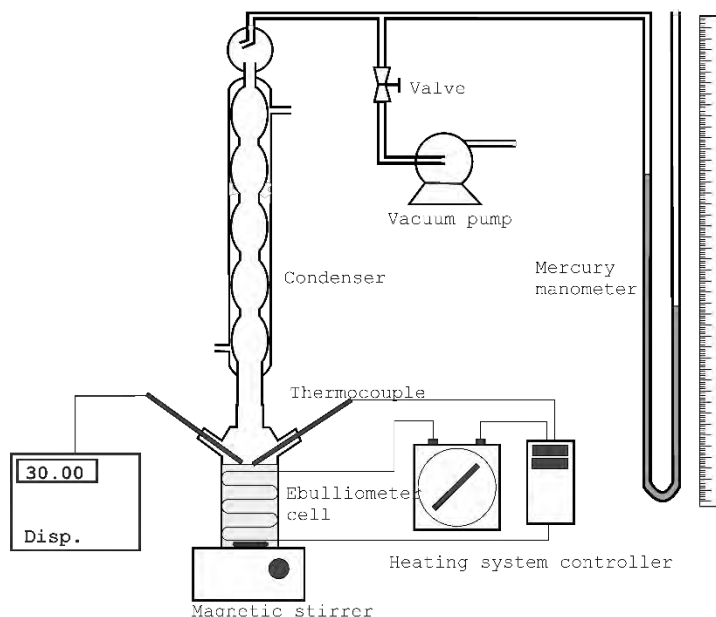
Data kesetimbangan uap-cair sistem sistem biner etanol + dietil karbonat dan 2-propanol + dietil karbonat secara isothermal pada suhu 303.15 K – 323.15 K yang didapatkan dalam penelitian ini dapat digunakan dalam mendisain campuran bahan bakar bensin dengan dietil karbonat (DEC) dan alkohol (etanol dan 2-propanol).

Peralatan eksperimen yang digunakan pada penelitian ini adalah ebulliometer sederhana yang dikembangkan oleh Oktavian *et al.* (2013) dan divalidasi ulang oleh Wibawa *et al.* (2015). Validasi alat dilakukan kembali dengan membandingkan tekanan uap murni DEC, etanol, dan 2-propanol hasil eksperimen dengan data eksperimen yang telah dikorelasikan menggunakan Persamaan Wagner dan Antoine. Data hasil eksperimen akan dikorelasikan dengan model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC untuk masing – masing sistem.

#### **III.2 Peralatan Eksperimen**

Peralatan yang digunakan pada penelitian ini adalah ebulliometer statis sederhana. Detail peralatan ditunjukkan Gambar 3.1. Peralatan ini memiliki bagian utama yaitu *Ebulliometer Cell*, satu buah kondensor untuk mengkondensasi uap, beberapa alat pelengkap seperti pompa vakum (Value VG 140) untuk mengatur tekanan operasi, *magnetic stirrer* sebagai pengaduk, Indikator perekam suhu (YOKOGAWA 7563) dan

*Thermocouple* RTD Pt 100 (*Four-wire*) dengan akurasi  $\pm 0.10$  K, dan manometer raksa dengan akurasi  $\pm 0.5$  mmHg. Ebulliometer yang digunakan merupakan alat yang dikembangkan oleh Oktavian *et al.* (2013) dan divalidasi ulang oleh Wibawa *et al.* (2015) dimana perubahan komposisi awal tidak signifikan pada saat terjadi kesetimbangan.



**Gambar 3.1** Skema Alat Ebulliometer (Oktavian *et al.*, 2013)  
(Wibawa *et al.*, 2015)

### III.3 Bahan Eksperimen

Bahan-bahan yang digunakan pada eksperimen ini adalah etanol p.a dengan kemurnian  $\geq 99.5\%$  yang disupply dari MERCK, 2-propanol p.a dengan kemurnian  $\geq 99.8\%$  yang disupply dari JT. BAKER, dan DEC p.a dengan kemurnian 99.92% yang disupply dari WUHAN FORTUNA CHEMICALS.

### III.4 Variabel Eksperimen

Variabel dalam eksperimen ini adalah:

1. Komposisi larutan etanol + DEC dan 2-propanol + DEC pada *range* 0 – 1 dengan interval 0.1 (fraksi mol)
2. Suhu sistem pada *range* 303.15 K - 323.15 K dengan interval 5.00 K

### III.5 Prosedur Eksperimen

Penelitian kesetimbangan uap-cair ini menggunakan dua sistem biner, yakni etanol + DEC dan 2-propanol + DEC secara isothermal. Penelitian ini diawali dengan memasukkan campuran dengan komposisi tertentu dengan volume kurang lebih 165 mL ke dalam ebulliometer cell. Setelah itu dilakukan pengaturan tekanan vakum dengan menggunakan pompa vakum. Kemudian menyalakan magnetic stirrer yang bertujuan untuk mengaduk larutan agar campuran merata, dan kondensor harus dialiri air pendingin terlebih dahulu. Kemudian larutan dipanaskan dengan menggunakan sistem pemanas. Pemanasan ini mengakibatkan sebagian liquid menguap dan selanjutnya uap akan masuk pada kondensor. Pembacaan suhu dalam sistem terbaca oleh termokopel (2) dan pembacaan tekanan terbaca oleh manometer raksa. Pada kondensor, uap akan terkondensasi menjadi liquid yang akan kembali ke dalam *ebulliometer cell*. Pembacaan tekanan pada suhu yang ditetapkan dilakukan saat manometer raksa telah konstan.

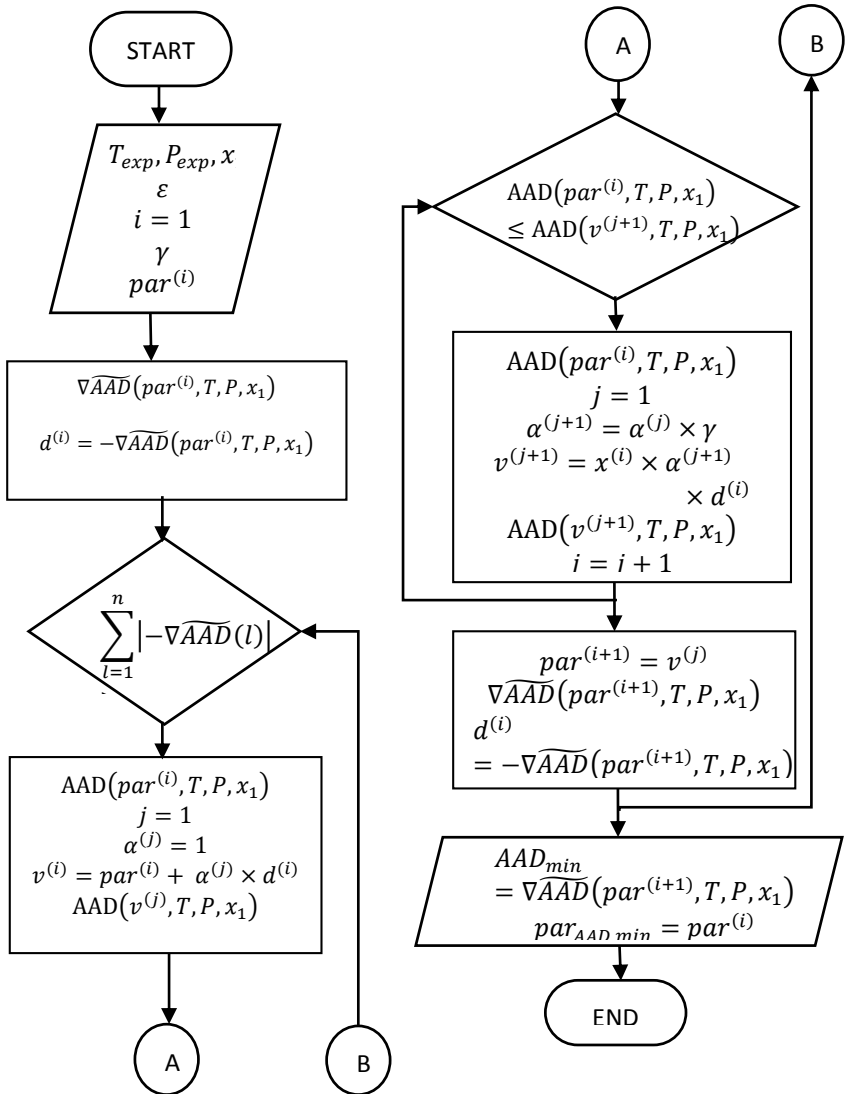
### III.6 Data Treatment

Dari eksperimen ini, diperoleh data, yaitu  $x_i$  (molar fraksi komponen  $i$  dalam fase liquid),  $P$  (tekanan sistem), dan  $T$  (suhu sistem). Berdasarkan validasi alat, diperoleh juga tekanan uap murni komponen,  $P_i^{sat}$ . Selanjutnya data eksperimen tersebut dikorelasikan dengan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC.

Korelasi diawali dengan memprediksi parameter-parameter pada masing-masing persamaan. Dari parameter-parameter yang diprediksi tersebut, selanjutnya dihitung koefisien aktifitas,  $\gamma_i$ , dengan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC. Nilai  $\gamma_i$  kemudian digunakan untuk menghitung tekanan uap korelasi. Kemudian dihitung *average absolute deviation* (AAD) antara tekanan uap eksperimen dengan tekanan uap korelasi. Dengan metode GRG (*Generalized Reduced Gradient*) nonlinear, nilai AAD diminimalkan dengan mengubah nilai parameter-parameter model korelasi. Sehingga diperoleh parameter-parameter dengan AAD terkecil masing-masing untuk korelasi model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC. Gambar 3.2 menunjukkan algoritma untuk mengkorelasikan data eksperimen dengan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC. *par* merupakan nilai parameter untuk masing-masing model korelasi, dimana pada sistem biner  $par = [a_{12}, a_{21}]$  untuk model korelasi Wilson,  $par = [b_{12}, b_{21}, \alpha]$  untuk model korelasi NRTL, dan  $par = [\Delta u_{12}, \Delta u_{21}]$  untuk model korelasi UNIQUAC.

AAD pada Persamaan (3.1) membutuhkan data tekanan hasil korelasi,  $P_{cal}$ , dan tekanan hasil eksperimen,  $P_{exp}$ . Berdasarkan Persamaan (2.16), untuk menghitung  $P_{cal}$  dibutuhkan data komposisi ( $x_1$ ), koefisien aktifitas, ( $\gamma$ ), dan tekanan *saturated* ( $P_i^{sat}$ ).  $P_i^{sat}$  merupakan tekanan jenuh komponen murni pada suhu tertentu sehingga,  $P_i^{sat} = f(T)$ . Sedangkan untuk nilai koefisien aktifitas,  $\gamma = f(par, x_1, T)$ , diperoleh dari persamaan model korelasi. Untuk model Wilson menggunakan Persamaan (2.17-2.22), sedangkan untuk model NRTL menggunakan Persamaan (2.23-2.30), dan untuk model UNIQUAC menggunakan Persamaan (2.31-2.40). Oleh karena itu, AAD merupakan fungsi dari *par*, suhu, dan komposisi,  $AAD = f(par, T, x_1)$ .

$$AAD = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{P_{cal} - P_{exp}}{P_{exp}} \times 100\% \right| \quad (3.1)$$



**Gambar 3.2** Diagram alir perhitungan parameter dengan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC

### III.6 Estimasi Ketidakpastian pada Eksperimen

Ketidakpastian data hasil eksperimen pada penelitian ini bersumber dari keterbatasan *readability* peralatan dan ketidakpastian pengukuran. Ketidakpastian pembacaan temperatur berasal dari ketidakpastian indikator perekam suhu (YOKOGAWA 7563) dan RTD Pt 100 (*four-wire*), yang memiliki ketidakpastian sebesar  $\pm 0.05$  K, Ketidakpastian data tekanan berasal dari ketidakpastian pembacaan manometer raksa, yaitu  $\pm 0.5$  mmHg. Dan ketidakpastian data fraksi mol berasal dari ketidakpastian pembacaan massa pada neraca analitis OHAUS Analytical Plus AP210 dengan ketidakpastian  $\pm 0.0001$  g. Berdasarkan analisa ketidakpastian, ketidakpastian fraksi mol maksimum pada eksperimen ini sebesar 0.00142%. Sedangkan ketidakpastian tekanan sistem maksimal sebesar 3.83%, yang terjadi pada pembacaan tekanan sistem terendah, yaitu DEC murni pada 303.15 K. Pada tekanan sistem yang lebih besar, ketidakpastian ini menurun.

## BAB IV

### HASIL DAN PEMBAHASAN

Penelitian ini bertujuan untuk mendapatkan data kesetimbangan uap-cair isothermal sistem biner etanol + dietil karbonat (DEC) dan 2-propanol + dietil karbonat (DEC) secara isothermal pada suhu 303.15 K – 323.15 K yang akurat dan mengkorelasikan data eksperimen tersebut dengan model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC. Variabel yang digunakan pada eksperimen ini adalah fraksi mol masing – masing senyawa dan suhu sistem yang berbeda – beda.

#### IV.1 Validasi Alat

Pada penelitian ini dilakukan validasi alat yang bertujuan untuk mengetahui kelayakan alat. Validasi ini dilakukan dengan cara membandingkan tekanan uap murni etanol, 2-propanol, dan dietil karbonat hasil percobaan dengan literatur. Tekanan uap murni literatur etanol dan 2-propanol dihitung menggunakan persamaan (4-1), yaitu persamaan Wagner (Poling *et al.*, 1986). Sedangkan tekanan uap murni literatur DEC dihitung menggunakan persamaan (4-2), yaitu persamaan Antoine (Luo *et al.*, 2000). Konstanta Wagner untuk komponen murni etanol dan 2-propanol diperoleh dari Poling *et al.* (1986) dan konstanta Antoine untuk DEC diperoleh dari Luo *et al.* (2000).

$$\ln \frac{P_{vp}(\text{bar})}{P_c} = (1-x)^{-1} [(ax) + (bx)^{1.5} + (cx)^3 + (dx)^6] \quad (4.1)$$

dimana  $x = 1 - T/T_c$

$$\log_{10} P_{vp}(\text{kPa}) = A - \frac{B}{T(K) + C} \quad (4.2)$$

**Tabel 4.1** Konstanta untuk Perhitungan Tekanan Uap Etanol, 2-Propanol, dan DEC

Komponen	A/a	B/b	C/c	d
Etanol <sup>[a]</sup>	-8.51838	0.34163	-5.73683	8.32581
2-Propanol <sup>[a]</sup>	-8.16927	-0.0943213	-8.1004	7.85
DEC <sup>[b]</sup>	5.883	1223.77	-84.304	-

<sup>a</sup>(Poling *et al.*, 1986); <sup>b</sup>(Luo *et al.*, 2000)

Poling *et al.* (2001) melakukan perbandingan antara tekanan uap hasil eksperimen dan tekanan uap hasil perhitungan menggunakan persamaan Antoine serta Wagner. Persentase error paling kecil diperoleh pada persamaan Wagner, sehingga persamaan Wagner lebih akurat dibandingkan dengan persamaan Antoine. Oleh karena itu untuk perhitungan tekanan uap murni etanol dan 2-propanol digunakan persamaan Wagner. Namun tidak tersedia konstanta Wagner untuk DEC, sehingga digunakan persamaan Antoine untuk menghitung tekanan uap murni DEC.

Perbandingan antara data hasil eksperimen dengan data hasil perhitungan persamaan Wagner dan Antoine ditetapkan berdasarkan persamaan *average absolute deviation* (AAD) berikut:

$$AAD = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{P_{exp} - P_{lit}}{P_{lit}} \times 100\% \right| \quad (4.3)$$

Dimana  $P_{exp}$  adalah tekanan uap yang diperoleh dari eksperimen sedangkan  $P_{lit}$  adalah tekanan uap yang diperoleh berdasarkan perhitungan baik dengan persamaan Wagner maupun persamaan Antoine dan  $n$  adalah jumlah dari data.

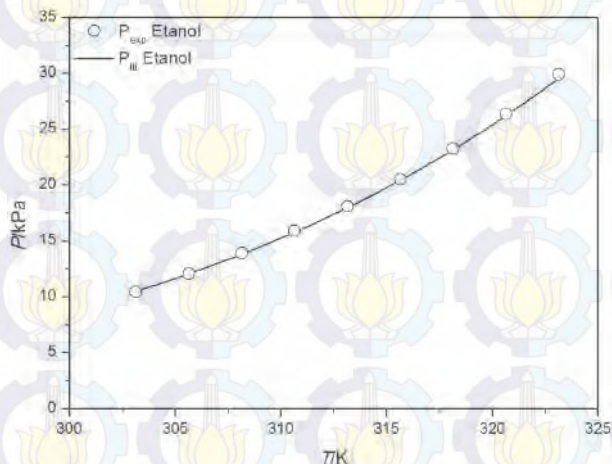
Tabel 4.2 menunjukkan hasil eksperimen untuk validasi alat menggunakan etanol dan Gambar 4.1 menunjukkan hubungan antara tekanan uap eksperimen dan persamaan Wagner terhadap suhu. Nilai AAD yang didapat adalah 0.75%.



**Tabel 4.2** Tekanan Uap Hasil Validasi Alat Menggunakan Etanol

$T / K$	$P_{exp} / kPa$	$P_{lit} / kPa$
303.15	10.43	10.48
305.65	12.07	12.03
308.15	13.89	13.77
310.65	15.88	15.73
313.15	18.06	17.92
315.65	20.50	20.37
318.15	23.28	23.11
320.65	26.33	26.15
323.15	29.91	29.53

**AAD = 0.75%**



**Gambar 4.1** Hubungan Tekanan Uap dan Suhu pada Validasi Alat menggunakan Etanol

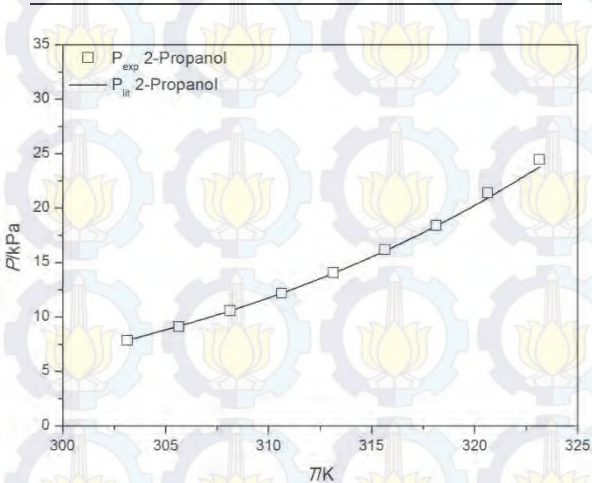
Tabel 4.3 menunjukkan hasil eksperimen untuk validasi alat menggunakan 2-Propanol dan Gambar 4.2 menunjukkan

hubungan antara tekanan uap eksperimen dan persamaan Wagner terhadap suhu. Nilai AAD yang didapat adalah 0.87%.

**Tabel 4.3** Tekanan Uap Hasil Validasi Alat Menggunakan 2-Propanol

$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)	$P_{lit}$ (kPa)
303.15	7.83	7.87
305.65	9.09	9.13
308.15	10.56	10.55
310.65	12.17	12.17
313.15	14.05	13.98
315.65	16.18	16.03
318.15	18.39	18.33
320.65	21.37	20.90
323.15	24.44	23.77

AAD = 0.87%

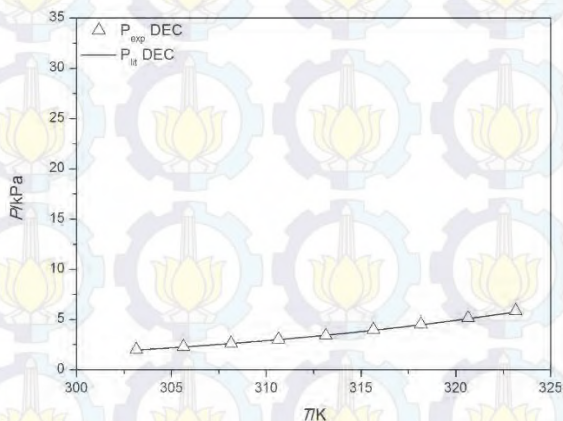


**Gambar 4.2** Hubungan Tekanan Uap dan Suhu pada Validasi Alat menggunakan 2- Propanol

Tabel 4.4 menunjukkan hasil eksperimen untuk validasi alat menggunakan DEC dan Gambar 4.3 menunjukkan hubungan antara tekanan uap eksperimen dan persamaan Antoine terhadap suhu. Nilai AAD yang didapat adalah 1.23%.

**Tabel 4.4** Tekanan Uap Hasil Validasi Alat Menggunakan DEC

$T$ (K)	$P_{exp}$ (kPa)	$P_{lit}$ (kPa)
303.15	2.02	1.95
305.65	2.29	2.26
308.15	2.60	2.61
310.65	3.01	2.99
313.15	3.41	3.43
315.65	3.97	3.92
318.15	4.49	4.46
320.65	5.14	5.07
323.15	5.86	5.75
<b>AAD = 1.23%</b>		



**Gambar 4.3** Hubungan Tekanan Uap dan Suhu pada Validasi Alat menggunakan DEC



Berdasarkan data eksperimen dan perhitungan, nilai AAD yang diperoleh pada validasi alat Ebuliometer sebesar 0.75% untuk sistem etanol murni, 0.87% untuk sistem 2-propanol murni, dan 1.23% untuk sistem DEC murni. Hal ini menunjukkan bahwa alat ebuliometer yang digunakan pada eksperimen dapat diandalkan untuk memperoleh hasil yang akurat. AAD sistem DEC bernilai paling besar, kemudian diikuti oleh 2-propanol dan etanol memiliki AAD terkecil. Hal ini dikarenakan tekanan uap DEC bernilai paling rendah dibandingkan kedua senyawa lainnya, dan 2-propanol lebih rendah dibanding etanol pada rentang suhu tersebut. Dimana berdasarkan analisa ketidakpastian, ketidakpastian tekanan semakin besar dengan semakin rendahnya tekanan.

## IV.2 Data Eksperimen Pengukuran Tekanan Uap

### IV.2.1 Sistem Biner Etanol (1) + DEC (2)

Eksperimen ini dilakukan dengan cara mengukur tekanan uap campuran pada kondisi setimbang (*equilibrium*) dengan variabel fraksi mol etanol sebesar 0.0; 0.1; 0.2; 0.3; 0.4; 0.5; 0.6; 0.7; 0.8; 0.9 dan 1.0 dan variabel suhu 303.15 K – 323.15 K. Berikut merupakan data hasil eksperimen tekanan uap sistem biner etanol (1) + DEC (2) pada berbagai suhu :

**Tabel 4.5** Data Eksperimen Tekanan Uap Sistem Etanol (1) + DEC(2)

$x_1$	$P/\text{kPa}$				
	303.15 K	308.15 K	313.15 K	318.15 K	323.15 K
0	2.02	2.60	3.41	4.49	5.86
0.1000	5.41	6.77	8.54	11.23	13.95
0.2000	6.92	8.89	11.45	14.50	17.88
0.3000	7.77	10.68	13.26	17.00	21.93
0.4000	8.41	10.93	14.46	18.64	23.69
0.5000	8.78	11.66	15.31	19.71	25.06
0.6000	8.96	12.01	15.85	20.40	26.90
0.7000	9.54	12.74	16.96	21.64	27.70
0.8000	9.77	13.43	17.23	22.54	28.24
0.9000	10.26	13.76	17.41	22.74	29.84
1	10.43	13.89	18.06	23.28	29.91

#### IV.2.2 Sistem Biner 2-Propanol (1) + DEC (2)

Tekanan uap campuran pada sistem biner 2-propanol (1) + DEC (2) didapatkan dengan metode yang sama seperti sistem sebelumnya. Variabel fraksi mol 2-propanol (1) + DEC (2) yang digunakan pada eksperimen ini sebesar 0.0; 0.1; 0.2; 0.3; 0.4; 0.5; 0.6; 0.7; 0.8; 0.9 dan 1.0 dan variabel suhu 303.15 K – 323.15 K.. Berikut merupakan data hasil eksperimen tekanan uap sistem biner 2-propanol (1) + DEC (2) pada berbagai suhu:

**Tabel 4.6** Data Eksperimen Tekanan Uap Sistem Biner 2-Propanol (1) + DEC (2)

$x_1$	$P/\text{kPa}$				
	303.15 K	308.15 K	313.15 K	318.15 K	323.15 K
0	2.02	2.60	3.41	4.49	5.86
0.1000	4.35	5.62	7.04	9.57	12.22
0.2000	5.50	7.47	9.56	12.25	15.11
0.3000	6.37	7.99	10.37	13.29	17.13
0.4000	6.50	8.64	11.56	14.75	19.12
0.5000	6.80	9.06	12.24	15.95	20.71
0.6000	6.97	9.22	12.71	16.38	21.22
0.7000	7.49	9.89	13.33	17.18	22.70
0.8000	7.58	10.35	13.74	17.99	23.29
0.9000	7.85	10.38	13.94	18.36	24.06
1	7.83	10.56	14.05	18.39	24.44



### IV.3 Korelasi dengan Model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC

#### IV.3.1 Sistem Biner Etanol (1) + DEC (2)

Kondisi equilibrium merupakan kondisi ketika suatu sistem tidak mengalami kecenderungan berubah secara makroskopis. Hal ini ditunjukkan dengan tidak adanya perubahan tekanan, suhu, maupun komposisi pada sistem tersebut. Dalam suatu sistem, uap mempunyai kecenderungan untuk berubah fase menjadi liquid dan begitu pula sebaliknya, kecenderungan tersebut diukur sebagai  $f$  atau fugasitas. Pada kondisi setimbang, fugasitas liquid sama dengan fugasitas uapnya.

Berdasarkan data eksperimen pada sistem biner etanol (1) + DEC (2), diperoleh tekanan uap campuran berkisar diantara 2 – 30 kPa ( 0.02 – 0.3 atm) dimana hal tersebut menandakan sistem berada pada tekanan yang rendah ( < 1 atm). Oleh karena itu berlaku hukum gas ideal dimana  $\Phi_i$  bernilai 1 (Smith *et al.*, 2001). Sedangkan ditinjau dari larutan yang digunakan pada sistem ini, etanol dan DEC memiliki jenis molekul yang sangat berbeda dimana etanol merupakan jenis alkohol dan DEC merupakan jenis karbonat. Hal tersebut menyebabkan penyimpangan dari larutan ideal dalam fase liquid. Oleh karena itu, terdapat koefisien aktifitas,  $\gamma$ , yang digunakan sebagai faktor tidak idealnya fase liquid dalam larutan (Smith *et al.*, 2001). Berdasarkan hal tersebut, maka perhitungan tekanan uap campuran menggunakan Persamaan (2.16):

$$P = \sum x_i \gamma_i P_i^{sat} \quad (2.16)$$

Data hasil perhitungan dengan menggunakan model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC pada sistem etanol (1) + DEC (2) disajikan dalam Tabel 4.7, Tabel 4.8, dan Tabel 4.9.

**Tabel 4.7** Hasil Perhitungan dengan Model Wilson Sistem Biner Etanol  
(1) + DEC(2);  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$

$x_1$	$T = 303.15 \text{ K}$			$T = 308.15 \text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$
0	$\gamma_1^\infty = 4.317$	1.000	2.02	$\gamma_1^\infty = 4.208$	1.000	2.60
0.1000	3.145	1.016	5.12	3.093	1.016	6.67
0.2000	2.434	1.063	6.79	2.406	1.062	8.89
0.3000	1.970	1.141	7.77	1.955	1.138	10.22
0.4000	1.653	1.254	8.41	1.645	1.249	11.09
0.5000	1.428	1.413	8.87	1.424	1.405	11.71
0.6000	1.266	1.637	9.24	1.264	1.626	12.22
0.7000	1.149	1.960	9.58	1.148	1.943	12.68
0.8000	1.068	2.444	9.90	1.067	2.419	13.12
0.9000	1.018	3.215	10.20	1.018	3.174	13.55
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.553$	10.43	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.481$	13.89

$x_1$	$T = 313.15 \text{ K}$			$T = 318.15 \text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$
0	$\gamma_1^\infty = 4.106$	1.000	3.41	$\gamma_1^\infty = 4.009$	1.000	4.49
0.1000	3.043	1.016	8.61	2.994	1.015	11.08
0.2000	2.380	1.060	11.49	2.354	1.059	14.77
0.3000	1.941	1.135	13.22	1.927	1.132	17.02
0.4000	1.636	1.244	14.37	1.628	1.239	18.50
0.5000	1.419	1.398	15.20	1.414	1.391	19.59
0.6000	1.261	1.615	15.87	1.258	1.604	20.46
0.7000	1.147	1.927	16.47	1.145	1.912	21.24
0.8000	1.067	2.394	17.05	1.066	2.371	21.99
0.9000	1.018	3.135	17.61	1.018	3.096	22.71
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.411$	18.06	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.343$	23.28



$x_1$	$T = 323.15\text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$
0	$\gamma_1^\infty = 3.918$	1.000	5.86
0.1000	2.948	1.015	14.17
0.2000	2.330	1.058	18.89
0.3000	1.913	1.129	21.79
0.4000	1.620	1.235	23.72
0.5000	1.410	1.384	25.13
0.6000	1.256	1.594	26.27
0.7000	1.144	1.896	27.28
0.8000	1.066	2.347	28.25
0.9000	1.017	3.059	29.17
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.278$	29.91

**Tabel 4.8** Hasil Perhitungan dengan Model NRTL Sistem Biner Etanol(1) + DEC(2);  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$

$x_1$	$T = 303.15\text{ K}$			$T = 308.15\text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$
0	$\gamma_1^\infty = 4.422$	1.000	2.02	$\gamma_1^\infty = 4.341$	1.000	2.60
0.1000	3.160	1.017	5.14	3.121	1.017	6.71
0.2000	2.427	1.066	6.78	2.406	1.065	8.90
0.3000	1.964	1.143	7.76	1.951	1.141	10.21
0.4000	1.653	1.254	8.41	1.645	1.251	11.09
0.5000	1.433	1.409	8.89	1.428	1.404	11.74
0.6000	1.274	1.628	9.28	1.270	1.620	12.27
0.7000	1.157	1.948	9.62	1.155	1.936	12.74
0.8000	1.073	2.444	9.94	1.072	2.422	13.17
0.9000	1.020	3.271	10.23	1.019	3.227	13.58
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.799$	10.43	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.700$	13.89

$x_1$	$T = 313.15\text{ K}$			$T = 318.15\text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$
0	$\gamma_1^\infty = 4.263$	1.000	3.41	$\gamma_1^\infty = 4.118$	1.000	4.49
0.1000	3.083	1.017	8.69	3.046	1.017	11.20
0.2000	2.385	1.064	11.51	2.365	1.063	14.83
0.3000	1.939	1.139	13.22	1.927	1.137	17.03
0.4000	1.637	1.248	14.38	1.629	1.245	18.52
0.5000	1.423	1.400	15.23	1.417	1.395	19.63
0.6000	1.267	1.613	15.93	1.263	1.606	20.53
0.7000	1.152	1.924	16.54	1.150	1.912	21.32
0.8000	1.071	2.401	17.11	1.070	2.380	22.06
0.9000	1.019	3.186	17.65	1.019	3.145	22.75
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.606$	18.06	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.517$	23.28

$x_1$	$T = 323.15\text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$
0	$\gamma_1^\infty = 4.116$	1.000	5.86
0.1000	3.010	1.016	14.36
0.2000	2.345	1.062	19.00
0.3000	1.915	1.136	21.83
0.4000	1.621	1.242	23.76
0.5000	1.412	1.390	25.19
0.6000	1.260	1.599	26.35
0.7000	1.148	1.901	27.37
0.8000	1.068	2.360	28.33
0.9000	1.018	3.106	29.23
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.431$	29.91

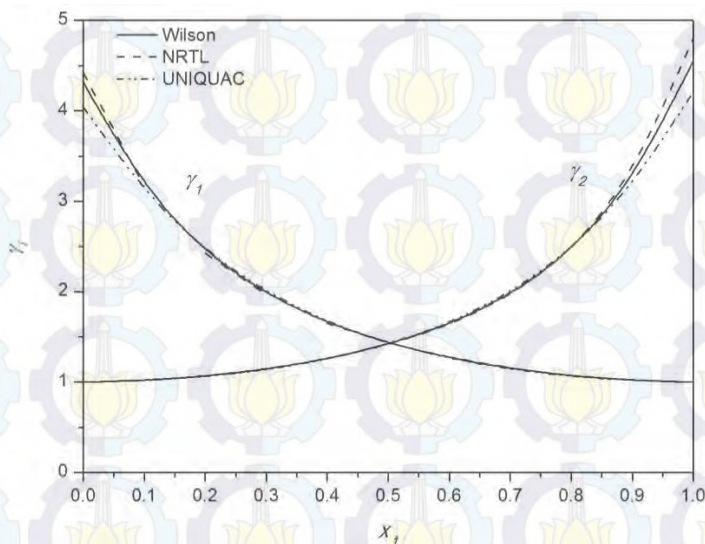
**Tabel 4.9** Hasil Perhitungan dengan Model UNIQUAC Sistem Biner Etanol(1) + DEC(2)  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$

$x_1$	$T = 303.15 \text{ K}$			$T = 308.15 \text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$
0	$\gamma_1^\infty = 4.044$	1.000	2.02	$\gamma_1^\infty = 3.952$	1.000	2.60
0.1000	3.103	1.014	5.08	3.052	1.014	6.61
0.2000	2.452	1.057	6.82	2.423	1.056	8.93
0.3000	1.992	1.133	7.83	1.976	1.130	10.29
0.4000	1.664	1.248	8.45	1.656	1.243	11.14
0.5000	1.428	1.414	8.87	1.424	1.406	11.72
0.6000	1.259	1.650	9.21	1.257	1.638	12.18
0.7000	1.140	1.984	9.52	1.139	1.966	12.61
0.8000	1.061	2.463	9.84	1.061	2.437	13.05
0.9000	1.015	3.162	10.17	1.015	3.126	13.50
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.213$	10.43	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.161$	13.89
$x_1$	$T = 313.15 \text{ K}$			$T = 318.15 \text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$
0	$\gamma_2^\infty = 3.866$	1.000	3.41	$\gamma_1^\infty = 3.784$	1.000	4.49
0.1000	3.003	1.013	8.53	2.956	1.013	10.98
0.2000	2.395	1.055	11.53	2.368	1.053	14.81
0.3000	1.961	1.127	13.31	1.946	1.125	17.13
0.4000	1.647	1.238	14.43	1.639	1.234	18.59
0.5000	1.419	1.399	15.20	1.415	1.391	19.60
0.6000	1.255	1.626	15.81	1.253	1.615	20.40
0.7000	1.138	1.949	16.38	1.137	1.932	21.14
0.8000	1.060	2.412	16.96	1.060	2.388	21.88
0.9000	1.015	3.090	17.55	1.015	3.055	22.64
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.110$	18.06	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.060$	23.28



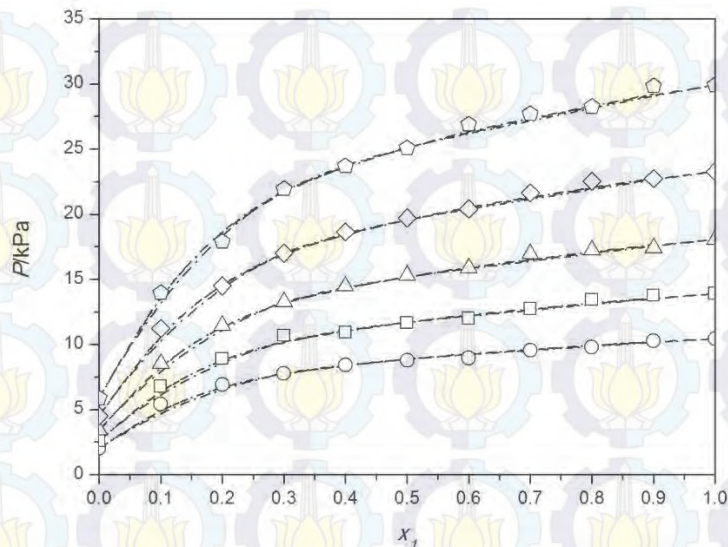
$x_i$	$T = 323.15\text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi/kPa}}$
0	$\gamma_1^\infty = 3.706$	1.000	5.86
0.1000	2.911	1.013	14.04
0.2000	2.342	1.052	18.94
0.3000	1.931	1.122	21.93
0.4000	1.631	1.229	23.83
0.5000	1.411	1.384	25.15
0.6000	1.251	1.604	26.20
0.7000	1.136	1.916	27.16
0.8000	1.060	2.364	28.12
0.9000	1.015	3.021	29.09
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.011$	29.91

Hasil perhitungan aktifitas koefisien,  $\gamma_i$ , menggunakan model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC pada sistem etanol (1) + DEC (2) dengan suhu 303.15 K ditunjukkan pada Gambar 4.4. Berdasarkan data hasil perhitungan korelasi dan grafik pada Gambar 4.4, diperoleh nilai  $\gamma_i \geq 1$  dimana pada kondisi tersebut, fase liquid menunjukkan deviasi positif terhadap hukum Raoult (Smith *et al.*, 2001). Selain itu, dari data hasil perhitungan dan grafik pada Gambar 4.4, diperoleh aktifitas koefisien suatu komponen dalam larutan menghasilkan nilai 1 saat komponen tersebut menjadi murni, dimana  $\gamma_i$  ( $i = 1, 2$ ) mendekati nilai 1 saat  $x_i \rightarrow 1$ .



**Gambar 4.4** Hubungan antara  $\gamma_i$  terhadap  $x_i$  untuk Sistem Biner Etanol (1) + DEC (2) pada Suhu 303.15 K

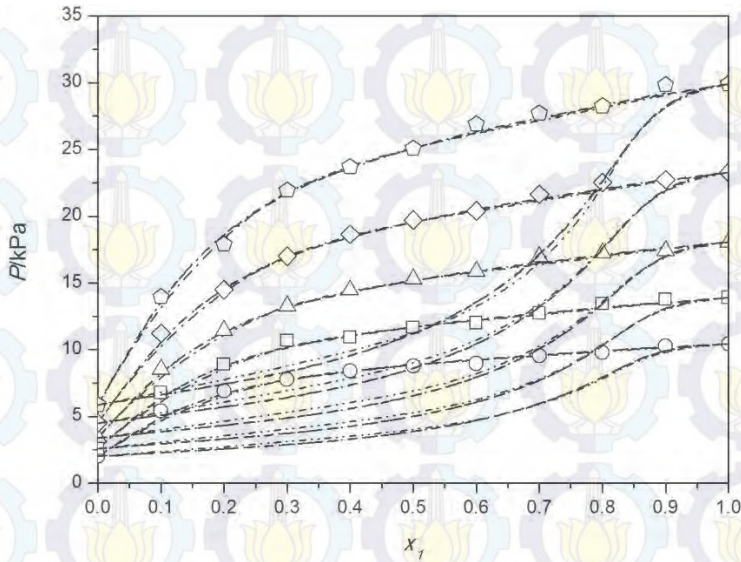
Selanjutnya, data eksperimen yang telah didapatkan dikorelasikan dengan menggunakan konsep aktivitas koefisien, yakni Wilson, NRTL, dan UNIQUAC. Data tekanan eksperimen dan tekanan korelasi menggunakan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC pada sistem etanol (1) + DEC (2) untuk tiap-tiap variabel suhu ditunjukkan dalam Gambar 4.5. Grafik pada Gambar 4.5 memperlihatkan bahwa peningkatan suhu sistem menyebabkan kenaikan tekanan uap campuran pada sistem tersebut. Selain itu, pada setiap variabel suhu menunjukkan tekanan campuran yang meningkat dengan bertambahnya komposisi dari etanol ( $x_1$ ), dimana tekanan campuran berada diantara tekanan uap murni masing-masing komponennya.



**Gambar 4.5** Grafik  $P$ - $x_1$  untuk Sistem Biner Etanol (1) + DEC (2) pada Berbagai Suhu  $\circ$  303.15 K;  $\square$  308.15 K;  $\triangle$  313.15 K;  $\diamond$  318.15 K;  $\triangleleft$  323.15 K; (---) model Wilson; (-·-) model NRTL; dan (-·-·-) model UNIQUAC.

Peralatan yang digunakan pada eksperimen ini merupakan peralatan pengukuran kesetimbangan uap cair sederhana yang dikembangkan oleh Oktavian et al. (2013) dengan konsep tidak terjadi perubahan komposisi awal larutan dengan komposisi larutan saat setimbang, sehingga tidak memerlukan analisa komposisi larutan. Selain itu, komposisi uap saat setimbang tidak dapat dianalisa. Namun, komposisi fraksi mol dapat diperoleh berdasarkan konsep kesetimbangan dengan menggunakan nilai koefisien aktivitas yang diperoleh dari persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC. Hasil perhitungan setiap nilai  $y_1$  selanjutnya di plot terhadap tekanan uap masing-masing korelasi bersamaan dengan  $x_1$ , seperti pada Gambar 4.6. Grafik  $P$ - $x_1$ ,  $y_1$  pada Gambar 4.6 menunjukkan pada sistem etanol (1) + DEC (2) tidak terdapat azeotrop ( $x_1 = y_1$ ) untuk tiap variabel suhu.





**Gambar 4.6** Grafik  $P$ - $x_1$ ,  $y_1$  untuk Sistem Biner Etanol (1) + DEC (2) pada Berbagai Suhu ○ 303.15 K; □ 308.15 K; △ 313.15 K; ◇ 318.15 K; ⬠ 323.15 K; (---) model Wilson; (-·-) model NRTL; dan (····) model UNIQUAC.

Untuk mendapatkan parameter – parameter sistem etanol (1) + DEC (2). Parameter – parameter pada tiap persamaan didapatkan dengan meminimalkan nilai AAD berdasarkan perbedaan tekanan uap eksperimen dan korelasi, dengan Persamaan (3.1):

$$AAD = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{P_{cal} - P_{exp}}{P_{exp}} \times 100\% \right| \quad (3.1)$$

Berikut merupakan parameter masing – masing persamaan korelasi :

Persamaan Wilson

$$\Lambda_{12} = \frac{V_2}{V_1} \exp \frac{-a_{12}}{RT} ; \Lambda_{12} = \frac{V_2}{V_1} \exp \frac{-a_{12}}{RT} \quad (4.1)$$

Persamaan NRTL

$$\tau_{12} = \frac{b_{12}}{RT} ; \tau_{21} = \frac{b_{21}}{RT} ; \alpha_{12} \quad (4.2)$$

Persamaan UNIQUAC

$$\Delta u_{21} = u_{21} - u_{11} \text{ dan } \Delta u_{12} = u_{12} - u_{22} \quad (4.3)$$

**Tabel 4.10** Parameter dan Hasil Korelasi Persamaan Wilson, NRTL, UNIQUAC pada Sistem Biner Etanol (1) + DEC (2)

Korelasi	Parameter	AAD	
Wilson	$a_{12}$	3871	1.08%
	$a_{21}$	652	
NRTL	$b_{12}$	2602	1.10%
	$b_{21}$	2332	
	$\alpha$	0.59	
UNIQUAC	$\Delta u_{12}$	-440	1.19%
	$\Delta u_{21}$	1893	

Berdasarkan Tabel 4.10 menunjukkan bahwa nilai AAD yang didapatkan dengan menggunakan persamaan Wilson sebesar 1.08% diikuti dengan persamaan NRTL sebesar 1.10% dan yang terbesar adalah persamaan UNIQUAC dengan nilai AAD 1.19%. AAD berdasarkan korelasi dengan persamaan Wilson tidak menunjukkan perbedaan yang signifikan dengan persamaan NRTL. Sehingga untuk sistem etanol (1) + DEC (2), persamaan Wilson dan NRTL memberikan parameter dengan hasil yang baik.



### IV.3.2 Sistem Biner 2-Propanol (1) + DEC (2)

Tekanan uap campuran pada sistem biner 2-propanol (1) + DEC (2) didapatkan dengan metode, variabel fraksi mol, dan variabel suhu yang sama seperti sistem sebelumnya.

Berdasarkan data eksperimen pada sistem biner 2-propanol (1) + DEC (2), diperoleh tekanan uap campuran berkisar diantara 1.9 – 25 kPa ( 0.02 – 0.25 atm) dimana hal tersebut menandakan sistem berada pada tekanan yang rendah ( < 1 atm). Oleh karena itu berlaku hukum gas ideal dimana  $\Phi_i$  bernilai 1 (Smith *et al.*, 2001). Sedangkan ditinjau dari larutan yang digunakan pada sistem ini, 2-propanol dan DEC memiliki jenis molekul yang sangat berbeda dimana 2-propanol merupakan jenis alkohol dan DEC merupakan jenis karbonat. Hal tersebut menyebabkan penyimpangan dari larutan ideal dalam fase liquid. Oleh karena itu, terdapat koefisien aktifitas,  $\gamma$ , yang digunakan sebagai faktor tidak idealnya fase liquid dalam larutan (Smith *et al.*, 2001). Berdasarkan hal tersebut, maka perhitungan tekanan uap campuran menggunakan Persamaan (2.16):

$$P = \sum x_i \gamma_i P_i^{sat} \quad (2.16)$$

Data hasil perhitungan dengan menggunakan model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC pada sistem 2-propanol (1) + DEC (2) disajikan dalam Tabel 4.11, Tabel 4.12, dan Tabel 4.13.

**Tabel 4.11** Hasil Perhitungan dengan Model Wilson Sistem Biner 2-propanol(1)+DEC(2)  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$

$x_i$	$T = 303.15 \text{ K}$			$T = 308.15 \text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi/kPa}}$	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi/kPa}}$
0	$\gamma_1^\infty = 4.404$	1.000	2.02	$\gamma_1^\infty = 4.301$	1.000	2.60
0.1000	3.102	1.018	4.28	3.055	1.018	5.61
0.2001	2.360	1.068	5.42	2.336	1.067	7.15
0.3000	1.898	1.148	6.08	1.885	1.145	8.05
0.4000	1.592	1.262	6.51	1.584	1.258	8.65
0.5000	1.380	1.418	6.83	1.376	1.411	9.10
0.6000	1.232	1.630	7.10	1.229	1.620	9.47
0.7000	1.127	1.922	7.34	1.126	1.907	9.81
0.8000	1.056	2.335	7.56	1.056	2.312	10.12
0.9000	1.014	2.941	7.74	1.014	2.906	10.39
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.878$	7.83	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.819$	10.56

$x_i$	$T = 313.15 \text{ K}$			$T = 318.15 \text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi/kPa}}$	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi/kPa}}$
0	$\gamma_1^\infty = 4.203$	1.000	3.41	$\gamma_1^\infty = 4.111$	1.000	4.49
0.1000	3.009	1.017	7.35	2.966	1.017	9.57
0.2001	2.313	1.065	9.40	2.290	1.064	12.25
0.3000	1.872	1.143	10.61	1.859	1.140	13.84
0.4000	1.577	1.253	11.42	1.569	1.249	14.91
0.5000	1.372	1.404	12.03	1.368	1.398	15.71
0.6000	1.227	1.610	12.53	1.224	1.600	16.38
0.7000	1.124	1.892	12.99	1.123	1.878	16.99
0.8000	1.055	2.290	13.42	1.055	2.269	17.55
0.9000	1.014	2.871	13.80	1.014	2.838	18.05
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.763$	14.05	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.708$	18.39

$x_1$	T = 323.15 K		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$
0	$\gamma_1^\infty = 4.023$	1.000	5.86
0.1000	2.924	1.017	12.50
0.2001	2.268	1.063	16.06
0.3000	1.847	1.138	18.21
0.4000	1.562	1.245	19.65
0.5000	1.363	1.392	20.73
0.6000	1.222	1.591	21.64
0.7000	1.122	1.864	22.47
0.8000	1.054	2.248	23.24
0.9000	1.014	2.806	23.94
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.656$	24.44

**Tabel 4.12** Hasil Perhitungan dengan Model NRTL Sistem Biner 2-Propanol(1)+DEC(2)  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$

$x_1$	T = 303.15 K			T = 308.15 K		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$
0	$\gamma_1^\infty = 4.334$	1.000	2.02	$\gamma_1^\infty = 4.247$	1.000	2.60
0.1000	3.090	1.018	4.26	3.046	1.017	5.60
0.2001	2.359	1.067	5.41	2.335	1.066	7.15
0.3000	1.898	1.147	6.08	1.885	1.144	8.05
0.4000	1.592	1.260	6.51	1.584	1.257	8.65
0.5000	1.381	1.416	6.83	1.376	1.410	9.10
0.6000	1.232	1.627	7.10	1.229	1.618	9.47
0.7000	1.128	1.919	7.34	1.126	1.905	9.81
0.8000	1.057	2.333	7.56	1.056	2.310	10.12
0.9000	1.014	2.941	7.74	1.014	2.903	10.39
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.880$	7.83	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.813$	10.56



$x_1$	$T = 313.15\text{ K}$			$T = 318.15\text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi/kPa}}$	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi/kPa}}$
0	$\gamma_1^\infty = 4.163$	1.000	3.41	$\gamma_1^\infty = 4.083$	1.000	4.49
0.1000	3.004	1.017	7.34	2.962	1.018	9.56
0.2001	2.313	1.065	9.40	2.270	1.067	12.25
0.3000	1.872	1.142	10.61	1.849	1.142	13.84
0.4000	1.576	1.253	11.42	1.571	1.246	14.90
0.5000	1.371	1.404	12.02	1.378	1.387	15.70
0.6000	1.226	1.609	12.53	1.239	1.580	16.37
0.7000	1.124	1.891	12.99	1.137	1.854	16.98
0.8000	1.055	2.288	13.42	1.064	2.265	17.54
0.9000	1.014	2.867	13.80	1.017	2.927	18.05
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.749$	14.05	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.687$	18.39

$x_1$	$T = 323.15\text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi/kPa}}$
0	$\gamma_1^\infty = 4.007$	1.000	5.86
0.1000	2.925	1.016	12.51
0.2001	2.269	1.063	16.07
0.3000	1.846	1.138	18.20
0.4000	1.561	1.246	19.63
0.5000	1.361	1.393	20.71
0.6000	1.220	1.592	21.62
0.7000	1.121	1.864	22.45
0.8000	1.054	2.246	23.23
0.9000	1.014	2.797	23.93
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.628$	24.44

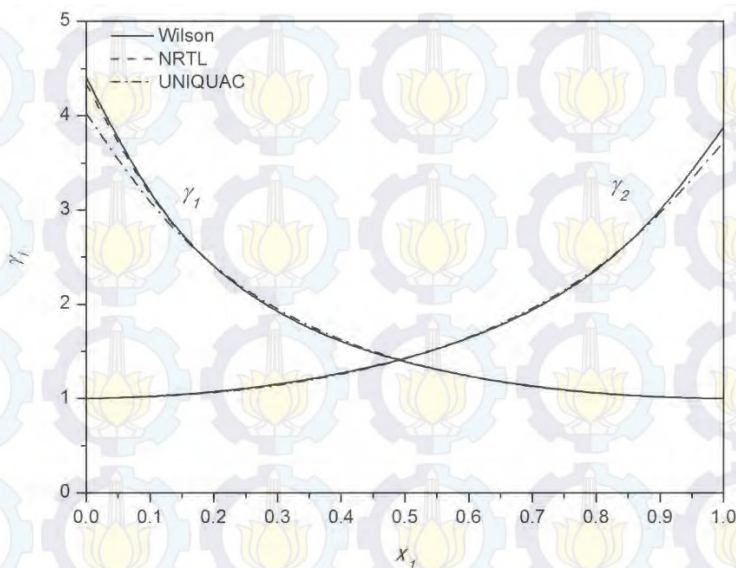
**Tabel 4.13** Hasil Perhitungan Model UNIQUAC Sistem Biner 2-Propanol(1)+DEC(2)  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$

$x_1$	$T = 303.15 \text{ K}$			$T = 308.15 \text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$
0	$\gamma_1^\infty = 4.025$	1.000	2.02	$\gamma_1^\infty = 3.936$	1.000	2.60
0.1000	3.038	1.015	4.22	2.989	1.015	5.53
0.2001	2.377	1.060	5.43	2.350	1.058	7.16
0.3000	1.925	1.137	6.13	1.910	1.134	8.11
0.4000	1.609	1.252	6.55	1.601	1.247	8.71
0.5000	1.387	1.414	6.85	1.382	1.406	9.13
0.6000	1.231	1.636	7.10	1.228	1.624	9.47
0.7000	1.123	1.940	7.33	1.122	1.922	9.79
0.8000	1.052	2.355	7.54	1.052	2.330	10.10
0.9000	1.013	2.927	7.73	1.013	2.892	10.38
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.727$	7.83	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.677$	10.56
$x_1$	$T = 313.15 \text{ K}$			$T = 318.15 \text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$
0	$\gamma_1^\infty = 3.852$	1.000	3.41	$\gamma_1^\infty = 3.772$	1.000	4.49
0.1000	2.942	1.014	7.24	2.897	1.014	9.43
0.2001	2.324	1.057	9.41	2.298	1.056	12.25
0.3000	1.895	1.132	10.68	1.880	1.129	13.92
0.4000	1.593	1.242	11.49	1.585	1.238	14.99
0.5000	1.378	1.399	12.06	1.374	1.391	15.76
0.6000	1.226	1.613	12.53	1.224	1.602	16.38
0.7000	1.121	1.906	12.97	1.120	1.890	16.96
0.8000	1.052	2.306	13.39	1.051	2.283	17.52
0.9000	1.013	2.858	13.78	1.013	2.825	18.03
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.629$	14.05	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.582$	18.39

$x_1$	$T = 323.15 \text{ K}$		
	$\gamma_{1\text{korelasi}}$	$\gamma_{2\text{korelasi}}$	$P_{\text{korelasi}}/\text{kPa}$
0	$\gamma_1^\infty = 3.696$	1.000	5.86
0.1000	2.854	1.014	12.32
0.2001	2.273	1.055	16.05
0.3000	1.866	1.127	18.30
0.4000	1.577	1.234	19.75
0.5000	1.369	1.385	20.79
0.6000	1.222	1.592	21.64
0.7000	1.119	1.874	22.43
0.8000	1.051	2.261	23.20
0.9000	1.012	2.793	23.91
1	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.537$	24.44

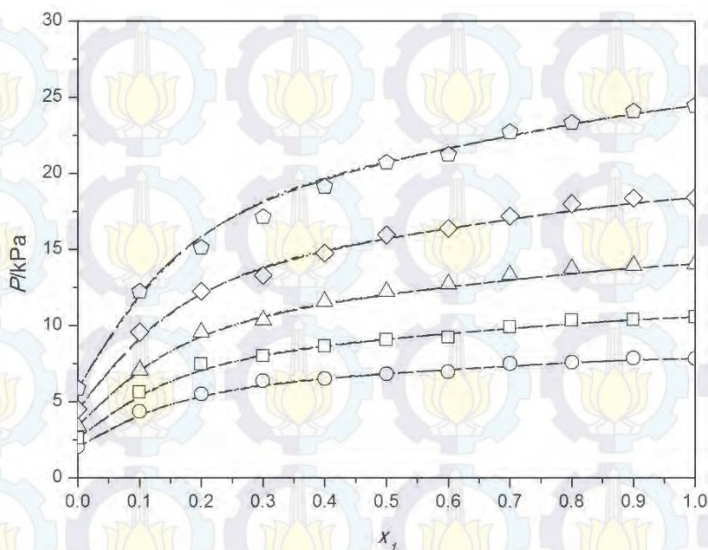
Hasil perhitungan aktifitas koefisien,  $\gamma_i$ , menggunakan model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC pada sistem 2-propanol (1) + DEC (2) dengan suhu 303.15 K ditunjukkan dalam Gambar 4.4. Berdasarkan data hasil perhitungan korelasi dan grafik pada Gambar 4.4, diperoleh nilai  $\gamma_i \geq 1$  dimana pada kondisi tersebut, fase liquid menunjukkan deviasi positif terhadap hukum Raoult (Smith *et al.*, 2001). Selain itu, dari data hasil perhitungan dan grafik pada Gambar 4.4, diperoleh aktifitas koefisien suatu komponen dalam larutan menghasilkan nilai 1 saat komponen tersebut menjadi murni, dimana  $\gamma_i$  ( $i = 1, 2$ ) mendekati nilai 1 saat  $x_i \rightarrow 1$ .





**Gambar 4.7** Hubungan antara  $\gamma_i$  terhadap  $x_i$  untuk Sistem Biner 2-Propanol(1) + DEC(2) pada Suhu 303.15 K

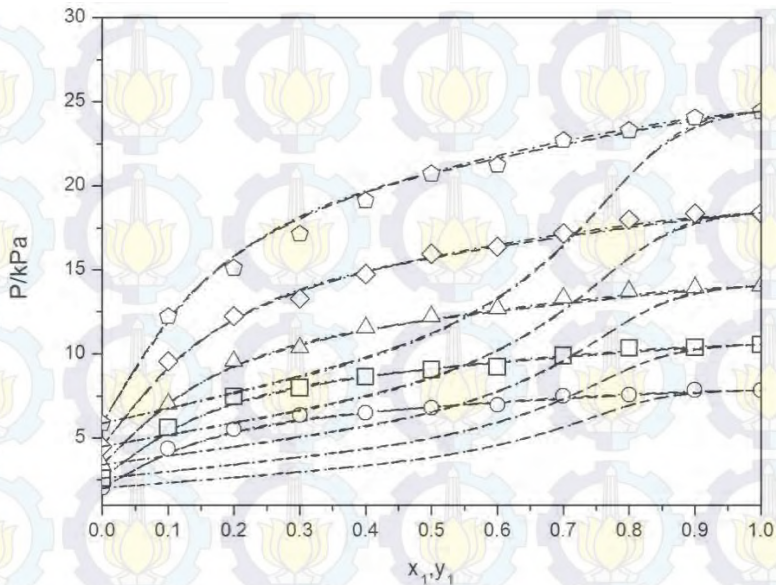
Selanjutnya, data eksperimen yang telah didapatkan dikorelasikan dengan menggunakan konsep aktivitas koefisien, yakni Wilson, NRTL, dan UNIQUAC. Data tekanan eksperimen dan tekanan korelasi menggunakan persamaan Wilson, NRTL, dan UNIQUAC pada sistem 2-propanol (1) + DEC (2) untuk tiap-tiap variabel suhu ditunjukkan pada Gambar 4.8. Grafik pada Gambar 4.8 memperlihatkan bahwa peningkatan suhu sistem menyebabkan kenaikan tekanan uap campuran pada sistem tersebut. Selain itu, pada setiap variabel suhu menunjukkan tekanan campuran yang meningkat dengan bertambahnya komposisi dari 2-propanol ( $x_1$ ), dimana tekanan campuran berada diantara tekanan uap murni masing-masing komponennya.



**Gambar 4.8** Grafik  $P$ - $x_1$  untuk Sistem Biner 2-Propanol (1) + DEC (2) pada Berbagai Suhu ;  $\circ$  303.15 K;  $\square$  308.15 K;  $\triangle$  313.15 K;  $\diamond$  318.15 K;  $\triangle$  323.15 K; (---) model Wilson; (-.-.-) model NRTL; dan (-.-.-.-) model UNIQUAC.

Komposisi fasa uap  $y_1$  yang diperoleh melalui perhitungan diplot dengan tekanan,  $P$ . Hasil plot tekanan  $P$  terhadap  $y_1$  dan  $x_1$ , ditunjukkan pada Gambar 4.9. Grafik  $P$ - $x_1$ ,  $y_1$  pada Gambar 4.9 menunjukkan pada sistem 2-propanol (1) + DEC (2) tidak terdapat azeotrop ( $x_1 = y_1$ ) untuk tiap variabel suhu.





**Gambar 4.9** Grafik  $P$ - $x_1$ ,  $y_1$  untuk Sistem Biner 2-Propanol (1) + DEC (2) pada Berbagai Suhu;  $\circ$  303.15 K;  $\square$  308.15 K;  $\triangle$  313.15 K;  $\diamond$  318.15 K;  $\triangle$  323.15 K; (---) model Wilson; (-.-) model NRTL; dan (.....) model UNIQUAC.

Untuk mendapatkan parameter – parameter sistem 2-propanol (1) + DEC (2). Parameter – parameter pada tiap persamaan didapatkan dengan meminimalkan nilai AAD berdasarkan perbedaan tekanan uap eksperimen dan korelasi, melalui persamaan (3.1). Parameter masing – masing persamaan korelasi dihitung berdasarkan persamaan (4.1); (4.2); dan (4.3).

**Tabel 4.14** Parameter dan Hasil Korelasi Persamaan Wilson, NRTL, UNIQUAC pada Sistem Biner 2-Propanol (1) + DEC (2)

Korelasi	Parameter		AAD
Wilson	$a_{12}$	3393	1.42%
	$a_{21}$	888	
NRTL	$b_{12}$	1958	1.43%
	$b_{21}$	2389	
	$\alpha$	0.52	
UNIQUAC	$\Delta u_{12}$	-335	1.55%
	$\Delta u_{21}$	1490	

Berdasarkan Tabel 4.14 menunjukkan bahwa nilai AAD yang didapatkan dengan menggunakan persamaan Wilson sebesar 1.42% diikuti dengan persamaan NRTL sebesar 1.43% dan yang terbesar adalah persamaan UNIQUAC dengan nilai AAD 1.55%. AAD berdasarkan korelasi dengan persamaan Wilson tidak menunjukkan perbedaan yang signifikan dengan persamaan NRTL. Sehingga untuk sistem 2-propanol (1) + DEC (2), persamaan Wilson dan NRTL memberikan parameter dengan hasil yang baik daripada persamaan UNIQUAC.

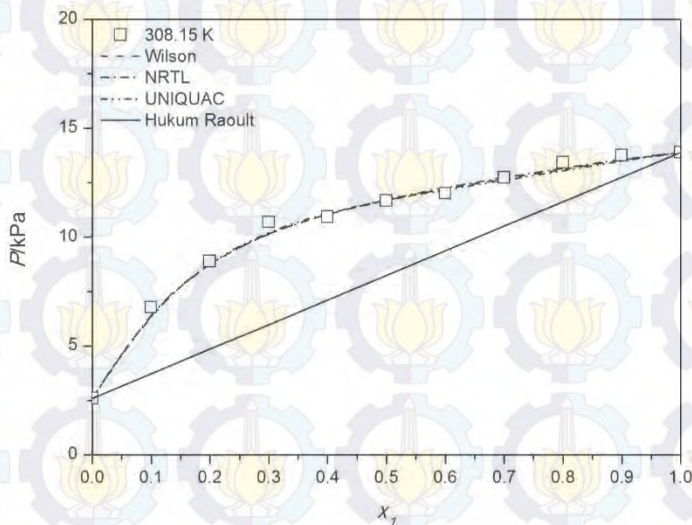
#### IV.4 Penyimpangan Terhadap Hukum Raoult

Hukum Raoult menyatakan bahwa tekanan uap larutan ideal dipengaruhi oleh tekanan uap pelarut dan fraksi mol zat terlarut yang terkandung dalam larutan tersebut.

$$y_1^P = x_1 P_1^{sat} \quad (4.4)$$

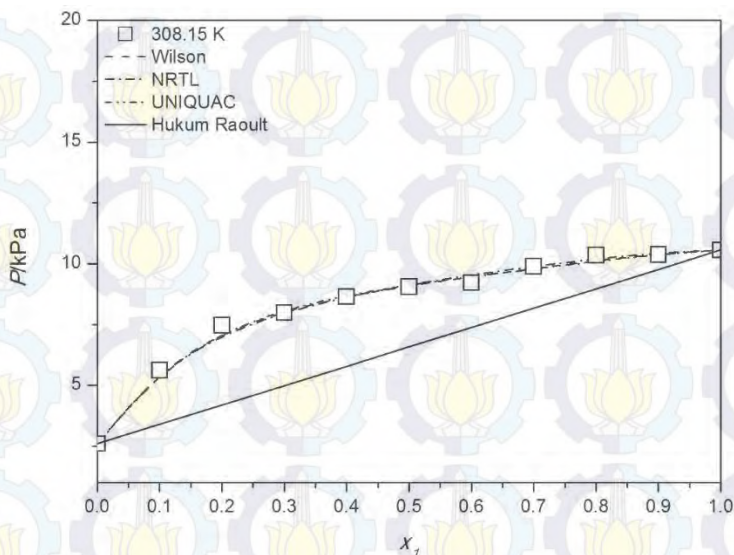
Terdapat dua asumsi utama yang dibutuhkan untuk mengaplikasikan hukum Raoult pada sebuah campuran uap-cair, yaitu kedua fase tersebut dalam keadaan ideal. Untuk larutan yang mengikuti hukum Raoult, interaksi antara molekul individual kedua komponen sama dengan interaksi antara molekul dalam tiap

komponen. Sedangkan campuran yang memiliki gaya tarik dari interaksi antar molekul individual kedua komponen lebih lemah dibandingkan dengan interaksi antar molekul dalam tiap komponen murni merupakan campuran non-ideal yang menyimpang terhadap hukum Raoult secara positif. Sebaliknya, campuran yang memiliki gaya tarik dari interaksi antara molekul individual kedua komponen lebih kuat dibandingkan dengan interaksi antara molekul dalam tiap komponen murni merupakan campuran non-ideal yang menyimpang terhadap hukum Raoult secara negatif (Schaaschke, 2014).



**Gambar 4.10** Grafik  $P$ - $x_1$  untuk Sistem Biner Etanol(1) + DEC(2) pada Suhu 308.15 K





**Gambar 4.11** Grafik  $P$ - $x_1$  untuk Sistem Biner 2-Propanol(1) + DEC(2) pada Suhu 308.15 K

Berdasarkan hasil eksperimen pada sistem etanol (1) + DEC (2), tekanan uap campuran disetiap variabel suhu memiliki tekanan uap yang lebih besar dibandingkan tekanan uap idealnya (hukum Raoult). Hal yang sama juga diperoleh pada sistem 2-propanol (1) + DEC (2) di setiap variabel suhu. Dapat dilihat dari Gambar 4.10 dan Gambar 4.11, kedua sistem pada suhu 308.15 K menunjukkan nilai tekanan, baik tekanan eksperimen maupun tekanan korelasi, terletak di atas garis lurus solid yang mana mewakili tekanan berdasarkan hukum Raoult. Berdasarkan hal tersebut, kedua sistem memiliki deviasi positif terhadap hukum Raoult. Hal tersebut sesuai dengan yang dibahas sebelumnya, dimana dari nilai  $\gamma_1$  pada kedua sistem juga menunjukkan deviasi positif terhadap hukum Raoult. Oleh karena itu, Sistem etanol (1) + DEC (2) dan 2-propanol (1) + DEC (2) merupakan campuran non-ideal yang memiliki gaya tarik dari interaksi antar molekul individual kedua komponen lebih lemah dibandingkan dengan

interaksi antar molekul dalam tiap komponen murni. Karena lemahnya interaksi molekul antar komponen maka energi yang dibutuhkan lebih besar dibandingkan energi yang dilepas ketika larutan dicampurkan (Zumdahl dan Zumdahl, 2014). Oleh karena itu, kedua sistem memiliki entalpi campuran ( $\Delta h_{\text{mix}}$ ) positif (endotermik).

## **BAB V**

### **KESIMPULAN**

Dari penelitian yang telah dilakukan dapat disimpulkan bahwa:

1. Telah berhasil didapatkan data kesetimbangan uap cair yang akurat untuk sistem biner etanol (1) + dietil karbonat (2) dan 2-propanol (1) + dietil karbonat (2) pada suhu 303.15 – 323.15 K. Data eksperimen dari kedua sistem tersebut telah dikorelasikan dengan model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC. *Average Absolute Deviation* (AAD) antara tekanan uap eksperimen dengan tekanan uap hasil korelasi diperoleh pada sistem etanol (1) + DEC (2) untuk model Wilson, NRTL, dan UNIQUAC secara berturut-turut adalah sebesar 1.08%, 1.10%, 1.19% dan untuk sistem 2-propanol (1) + DEC (2) sebesar 1.42%, 1.43%, 1.55%
2. Semua sistem yang diteliti menunjukkan deviasi positif terhadap hukum Raoult. Selain itu, tidak ditemukan azeotrop pada kedua sistem tersebut pada rentang suhu eksperimen ini.

*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*

## DAFTAR PUSTAKA

Abrams, D.S.; Prausnitz, J. M. Statistical thermodynamic of liquid mixture: a new expression for the excess gibbs energy of partly or completely miscible system. *AIChE J.* **1975**, *21*, 116–28.

Ambrose, D. The Density of Mercury. *Metrologia.* **1990**, *27*, 245-7.

American Petroleum Institute (API). *Alcohols and Ethers: A Technical Assessment of Their Application as Fuels and Fuel Components*, 3rd ed.; API: Washington, D.C., API publication 4251, 2001.

Arango, I. C.; Villa, A. L. Isothermal Vapor – Liquid And Vapor–Liquid–Liquid Equilibrium For The Ternary System Ethanol + Water + Diethyl Carbonate And Constituent Binary Systems At Different Temperatures. *Fluid Phase Equilibr.* **2012**, *339*, 31-39.

Arora, J. S. *Introduction to Optimum Design*, 3rd ed.; Academic Press: USA, 2012, 567-569.

ASTM International. *Standard Test Method for Vapor Pressure of Petroleum Products (Reid Method)*. **2014**, ASTM D323 – 08.

Christensen, E.; Yanowitz, J.; Ratcliff, M.; Robert, L. Renewable Oxgenate Blending Effects on Gasoline Properties. *Energ Fuel.* **2011**, *25*, 4723-4733.



Crandall, J.W.; Deitzler, J. E.; Kapicak, L. A.; Poppelsdorf, F. US Patent 4663477. 1987.

Direktorat Sumber Daya Energi, Mineral dan Pertambangan. *Policy Paper Keselarasan Kebijakan Energi Nasional (KEN) dengan Rencana Umum Energi Nasional (RUEN) dan Rencana Umum Energi Daerah (RUED)*; Laporan Akhir: BAPPENAS, 17-18. 2012.

Dunn, B. C.; Guenneau, C.; Hilton, S. A.; Pahnke, J.; Eyring, E. M.; Dworzanski, J. Production of Diethyl Carbonate from Ethanol and Carbon Monoxide over a Heterogeneous Catalyst. *Energ Fuel*. **2002**, 16(1):177.

Eweis, J.B; Chang, D.P.Y.; Schroeder, E.D.; Scow, K.M.; Morton, R.L.; Caballero, R.C. *Meeting the challenge of MTBE biodegradation, in: Processing of the 90th Annual Meeting of the Air and Waste Management Association*. **1997**, 121–129.

Flavin, C. *AMERICAN ENERGY The Renewable Path to Energy Security*; Worldwatch Institute: America, 2006.

Guibet J.; Faura-Birchem E. *Fuels and engines*; Editions Technip: Paris, 1999.

Hunwartz, I. Modification of CFR Test Engine Unit to Determine Octane Numbers of Pure Alcohols and Gasoline-Alcohol Blends. *SAE Technical Paper*. **1982**, 820002.

Luo, H.; Xiao, W.; Zhu, K. Isobaric Vapor-Liquid Equilibria of Alkyl Carbonate with Alcohols. *Fluid Phase Equilibr.* **2000**, *175*, 91-105.

Muskat, I.E.; Strain, F. US Patent 2379250. 1941.

Oktavian, R.; Amidelsi, V.; Rasmito, A.; Wibawa, G. Vapor Pressure Measurements of Ethanol – Isooctane and 1-Butanol – Isooctane System Using a New Ebulliometer. *Fuel*. **2013**, *107*, 47-51.

Owen, K.; Coley, T. *Automotive Fuels Reference Book*, 2nd ed.; Society of Automotive Engineers: Warrendale, PA, 1995.

Pacheco, M.A.; Marshall, C.L. Review of Dimethyl Carbonate (DMC) Manufacture and Its Characteristics as a Fuel Additive. *Energy Fuels*. **1997**, *11*, 2-29.

Perry, R. H.; Green Don. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 6th ed.; Mc Graw-Hill: USA, 1984.

Poling, B.E., Prausnitz, J.M., O'CONNELL, J.P. *The Properties of Gases and Liquids*, 5th ed.; McGraw-Hill: New York, 2001.

Poling, B.E.; Prausnitz, J. M.; Reid, R.C. *The Properties of Gases and Liquids*, 4th ed.; McGraw-Hill: New York, 1986.

Rand, S. J. *Significance of Tests for Petroleum Products*, 7th ed.; American Society for Testing and Materials (ASTM) International: West Conshohocken, PA, 2003.

Renon, H.; Prausnitz, J. M. Local compositions in thermodynamic excess functions for liquid mixtures. *AIChE J.* **1968**, *14*, 135–44.

Rodríguez, A.; Canosa, J.; Domínguez, A.; Tojo, J. Isobaric Phase Equilibria of Diethyl Carbonate with Five Alcohols at 101.3 kPa. *J. Chem. Eng. Data.* **2003**, *48*, 86-91.

Roh, N.S.; Dunn, B.C.; Eying, E.M.; Dworzanski, J.; Meuzelaar, H.L.C.; Hu, J.Z. *ACS Division of Fuel Chemistry. Preprints*, **2002**, *47*(1):142.

Ryu, J.Y. US Patent 5902894. 1999.

Scahaschke, C. *Oxford Dictionary of Chemical Engineering*; United Kingdom: Oxford University Press: United Kingdom, 2014.

Short, G. D. *Fuel Composition*; assigned to ICI. 1983, EP Patent 98,691.

Smith, J.M.; Van Ness, H. C.; Abbott, M. M. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 6th ed.; McGraw-Hill: New York, 2001.

Tomishige, K.; Sakaihor, T.; Ikeda, Y.; Fujimoto, K. A Novel Method of Direct Synthesis of Dimethyl Carbonate from Methanol and Carbon Dioxide Catalyzed by Zirconia. *Catal Lett.* **1999**, *58*(4):225.

Urano, Y.; Kirishiki, M.; Onda, Y.; Tsuneki, H. US Patent 5430170. 1993.

Wibawa, G.; Mustain, A.; Akbarina, M.; Ruslim, R. Isothermal Vapor-Liquid Equilibrium of Ethanol + Glycerol and 2-Propanol + Glycerol at Different Temperatures. *J. Chem. Eng. Data.* **2015**, 60, 955-959.

Wilson, G.M. Vapor-liquid equilibrium. XI. A new expression for the excess free energy of mixing. *J Am Chem Soc.* **1964**, 86, 127-30.

Yüksel, F.; Yüksel, B. The Use of Ethanol-Gasoline Blend as a Fuel in an SI Engine. *Renew Energ.* **2003**, 29, 1181-1191.

Zhang, Z.; Ma, X.; Zhang, J.; He, F.; Wang, S. *J Mol Catal A.* **2005**, 227:141.

Zumdahl, S. S.; Zumdahl, S. A. *Chemistry an Atoms First Approach*; Cengage Learning: USA, 2014.

.

## APPENDIKS

### 1. *Density Hg*

Pembacaan tekanan pada eksperimen menggunakan manometer raksa sehingga dibutuhkan data *density* Hg untuk mengkonversi satuan tekanan dari mmHg menjadi kPa, *density* Hg yang digunakan merupakan fungsi suhu. Berikut adalah persamaan untuk mencari *density* Hg yang berlaku pada suhu  $-20^{\circ}\text{C} - 300^{\circ}\text{C}$  (Ambrose, 1990):

$$\rho(t) = \frac{\rho(t_0)}{1 + a_0 t + a_1 t^2 + a_2 t^3 + a_3 t^4}$$

Dimana  $t$  = suhu Hg saat eksperimen dalam  $^{\circ}\text{C}$   
 $t_0 = 0^{\circ}\text{C}$

$$\rho(t_0) = 13595.0828 \text{ kg/m}^3$$

$$a_0 = 1.815868 \times 10^{-4} {}^{\circ}\text{C}^{-1}$$

$$a_1 = 5.4583 \times 10^{-9} {}^{\circ}\text{C}^{-2}$$

$$a_2 = 3.4980 \times 10^{-11} {}^{\circ}\text{C}^{-3}$$

$$a_3 = 1.5558 \times 10^{-14} {}^{\circ}\text{C}^{-4}$$

Contoh perhitungan *density* Hg pada  $32^{\circ}\text{C}$ :

$$\rho(t) = \frac{13595.0828 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1 + \frac{1.815868}{10^{-4} {}^{\circ}\text{C}} 32^{\circ}\text{C} + \frac{5.4583}{10^{-9} {}^{\circ}\text{C}^2} (32^{\circ}\text{C})^2 + \frac{3.4980}{10^{-11} {}^{\circ}\text{C}^3} (32^{\circ}\text{C})^3 + \frac{1.5558}{10^{-14} {}^{\circ}\text{C}^4} (32^{\circ}\text{C})^4}$$

$$\rho(32^{\circ}\text{C}) = 13516.4505 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

## 2. Konversi Tekanan Uap dari mmHg Menjadi kPa

$$\Delta P = \rho_{Hg} \times g \times \Delta h$$

Dimana  $\Delta P$  dalam Pa  
 $\rho_{Hg}$  dalam  $\text{kg/m}^3$   
 $\Delta h$  dalam mmHg  
 $g = 9.80665 \text{ m/s}^2$

Contoh perhitungan Tekanan Uap dimana pembacaan manometer raksa menunjukkan perbedaan sebesar 582.5 mmHg dan suhu  $32^\circ\text{C}$  serta tekanan lingkungan ( $P_{\text{ambient}}$ ) sebesar 100.508 kPa:

$$\Delta P = 13516.4505 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9.80665 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (582.5 / 1000) \text{mHg}$$

$$\Delta P = \frac{77211.015 \text{ Pa}}{1000}$$

$$\Delta P = 77.211015 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{sistem}} = P_{\text{ambient}} - \Delta P$$

$$P_{\text{sistem}} = 100.508 \text{ kPa} - 77.211015 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{sistem}} = 23.297 \text{ kPa}$$

### 3. Validasi Alat dengan Pengukuran Tekanan Uap Murni

#### 1.1 Validasi Tekanan Uap Murni Etanol

Validasi tekanan uap murni Etanol menggunakan Persamaan Wagner sebagai berikut,

$$\ln(P_{vp} / P_C) = \frac{[(Ax) + (Bx^{1.5}) + (Cx^3) + (Dx^6)]}{(1-x)}$$

$$\text{dimana } x = 1 - T/T_C$$

dimana P dalam bar dan T dalam K  
Konstanta Persamaan Wagner <sup>[30]</sup> untuk etanol diberikan pada tabel dibawah ini:

a	b	c	d
-8.51838	0.34163	-5.73683	8.32581

Contoh perhitungan tekanan uap murni Etanol pada 30°C (303.15 K) :

Diketahui  $T_C \text{ etanol}^{[30]} = 513.9 \text{ K}$   
 $P_C \text{ etanol}^{[30]} = 61.4 \text{ bar}$   
 $x = 1 - 303.15/513.9 = 0.4101$

$$\ln(P_{vp} / 61.4) = \frac{[(-8.51838 \times 0.4101) + (0.34163 \times 0.4101^{1.5}) + (-5.73683 \times 0.4101^3) + (8.32581 \times 0.4101^6)]}{(1 - 0.4101)}$$

$$\ln(P_{vp} / 61.4) = -6.373518247$$

$$P_{vp} / 61.4 = e^{-6.373518247}$$



$$P_{vp} = 0.00170615 \times 61.4 = 0.10476 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = 0.10476 \times 100 = 10.476 \text{ kPa}$$

Berdasarkan hasil eksperimen diperoleh tekanan uap murni etanol pada 30°C (303.15 K) sebesar 10.4952 kPa. Sehingga didapatkan nilai AD tekanan uap murni 1-butanol berdasarkan eksperimen dan perhitungan sebesar,

$$AD = \left| \frac{10.4952 - 10.476}{10.476} \right| \times 100\% = 0.184\%$$

## 1.2 Validasi Tekanan Uap Murni 2-Propanol

Validasi tekanan uap murni 2-Propanol menggunakan Persamaan Wagner sebagai berikut,

$$\ln(P_{vp} / P_C) = \frac{[(Ax) + (Bx^{1.5}) + (Cx^3) + (Dx^6)]}{(1-x)}$$

$$\text{dimana } x = 1 - T / T_C$$

dimana P dalam bar dan T dalam K  
Konstanta Persamaan Wagner<sup>[30]</sup> untuk 2-propanol diberikan pada tabel dibawah ini :

a	b	c	d
-8.16927	-0.0943213	-8.1004	7.85

Contoh perhitungan tekanan uap murni 2-propanol pada 30°C (303.15 K) :

Diketahui  $T_c$  2-propanol<sup>[30]</sup> = 508.3 K

$P_c$  2-propanol<sup>[30]</sup> = 47.63 bar

$$x = 1 - 303.15 / 508.3 = 0.5964$$

$$\ln(P_{vp} / 47.63) = \frac{[(-8.16927 \times 0.5964) + (-0.0943213 \times 0.5964^{1.5}) + (-8.1004 \times 0.5964^3) + (7.85 \times 0.5964^6)]}{(1 - 0.5964)}$$

$$\ln(P_{vp} / 47.63) = -6.4049734$$

$$P_{vp} / 47.63 = e^{-6.4049734}$$

$$P_{vp} = 0.00165331 \times 47.63 = 0.07875 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = 0.07875 \times 100 = 7.875 \text{ kPa}$$

Berdasarkan hasil eksperimen diperoleh tekanan uap murni 2-propanol pada 30°C (303.15 K) sebesar 7.8963 kPa. Sehingga didapatkan nilai AAD tekanan uap murni 2-propanol berdasarkan eksperimen dan perhitungan sebesar,

$$AD = \left| \frac{7.8963 - 7.875}{7.875} \right| \times 100\% = 0.274\%$$

### 1.3 Validasi Tekanan Uap Murni DEC

Validasi tekanan uap murni DEC menggunakan Persamaan Antoine sebagai berikut,

$$\log_{10} P_{vp} = A - \frac{B}{T(K) + C}$$

dimana P dalam kPa dan T dalam K  
Konstanta Persamaan Antoine<sup>[13]</sup> untuk 2-propanol diberikan pada tabel dibawah ini :

A	B	C
5.883	1223.77	-84.304

Contoh perhitungan tekanan uap murni DEC pada 30°C (303.15 K) :

$$\log_{10} P_{vp} = 5.883 - \frac{1223.77}{303.15 + (-84.304)}$$

$$\log_{10} P_{vp} = 0.291076913$$

$$P_{vp} = 10^{0.291076913}$$

$$P_{vp} = 1.9547$$

Berdasarkan hasil eksperimen diperoleh tekanan uap murni DEC pada 30°C (303.15 K) sebesar 1.94891 kPa. Sehingga didapatkan nilai AAD tekanan uap murni 2-propanol berdasarkan eksperimen dan perhitungan sebesar,

$$AD = \left| \frac{1.94891 - 1.9547}{1.9547} \right| \times 100\% = 0.295\%$$



#### 4. Perhitungan Fraksi Mol Campuran

Contoh perhitungan fraksi mol campuran etanol(1) + DEC(2) dengan BM sebesar 46.07 g/mol untuk etanol dan 118.13 g/mol untuk DEC:

Massa etanol = 31.6538 gram

Massa DEC = 121.7612 gram

$$n_{\text{etanol}} = \frac{31.6538 \text{ g}}{46.07 \text{ g/mol}} = 0.68708 \text{ mol}$$

$$n_{\text{DEC}} = \frac{121.7612 \text{ g}}{118.13 \text{ g/mol}} = 1.030739 \text{ mol}$$

$$X_1 = \frac{0.6708}{0.6708 + 1.030739} = 0.4000$$

$$X_2 = \frac{1.030739}{0.6708 + 1.030739} = 0.6000$$

#### 5. Korelasi Data Eksperimen dengan menggunakan Persamaan Wilson

Persamaan Wilson yang digunakan untuk menghitung parameter biner adalah sebagai berikut,

$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + x_2 \Lambda_{12}) + x_2 \left[ \frac{\Lambda_{12}}{x_1 + x_2 \Lambda_{12}} - \frac{\Lambda_{21}}{x_2 + x_1 \Lambda_{21}} \right]$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + x_1 \Lambda_{21}) - x_1 \left[ \frac{\Lambda_{12}}{x_1 + x_2 \Lambda_{12}} - \frac{\Lambda_{21}}{x_2 + x_1 \Lambda_{21}} \right]$$

$$\Lambda_{ij} = \frac{V_j}{V_i} \exp \frac{-a_{ij}}{RT}; (i \neq j)$$

Parameter  $a_{12}$  dan  $a_{21}$  didapatkan dengan meminimalkan nilai *average absolute deviation* (AAD) antara nilai eksperimen dan perhitungan menggunakan solver, dimana persamaan AAD adalah sebagai berikut:

$$AAD = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{P_{cal} - P_{exp}}{P_{exp}} \times 100\% \right|$$

Dimana  $P_{exp}$  adalah tekanan uap yang dipoleh dari eksperimen sedangkan  $P_{lit}$  adalah tekanan uap yang diperoleh berdasarkan perhitungan baik dengan persamaan Wilson.

Berikut merupakan contoh perhitungan sistem biner etanol (1) + DEC (2) pada  $x_1 = 0.70$  dan  $x_2 = 0.30$  pada suhu  $35^\circ\text{C}$  (308.15 K) dengan parameter  $a_{12}$  dan  $a_{21}$  yang telah diperoleh dari tahap optimasi dengan menggunakan solver.

Komponen	Tc (K)	Vc	Zc	Tr = T/Tc
Etanol (1)	513.9	167	0.24	$308.15/513.9 = 0.5996$
DEC (2)	576	356	0.249	$308.15/576 = 0.535$

$$V = V_c \times Z^{1-Tr}$$

$$V_1 = 167 \times 0.24^{1-0.5996}$$

$$V_2 = 356 \times 0.249^{1-0.535}$$

$$V_1 = 94.31306 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

$$V_2 = 186.4972 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

Diketahui:

$$R = 8.314 \text{ m}^3 \text{ Pa/mol K}; \quad a_{12} = 3788.43 \text{ m}^3 \text{ Pa/mol};$$

$$P_1^{sat} = 13.89218 \text{ kPa}; \quad a_{21} = 722.68 \text{ m}^3 \text{ Pa/mol};$$

$$P_2^{sat} = 2.664432 \text{ kPa}$$

$$\Lambda_{12} = \frac{V_j}{V_i} \exp \frac{-a_{ij}}{RT} = \frac{186.4972}{94.31306} \exp \frac{-3788.43}{8.314 \times 308.15} = 0.4407$$

dan

$$\Lambda_{21} = \frac{V_i}{V_j} \exp \frac{-a_{ji}}{RT} = \frac{94.31306}{186.4972} \exp \frac{-894.18}{8.314 \times 308.15} = 0.3790$$

Berdasarkan Persamaan Wilson,

$$\ln \gamma_1 = [-\ln\{0.7 + (0.3 \times 0.4407)\}] + 0.3 \left[ \left\{ \frac{0.4407}{0.7 + (0.3 \times 0.4407)} \right\} - \left\{ \frac{0.3790}{0.3 + (0.7 \times 0.3790)} \right\} \right]$$

$$\gamma_1 = 1.1504$$

dan,

$$\ln \gamma_2 = [-\ln\{0.3 + (0.7 \times 0.3790)\}] - 0.7 \left[ \left\{ \frac{0.4407}{0.7 + (0.3 \times 0.4407)} \right\} - \left\{ \frac{0.3790}{0.3 + (0.7 \times 0.3790)} \right\} \right]$$

$$\gamma_2 = 1.9359$$

Maka,

$$P_{cal} = \sum x_i \gamma_i P_i^{sat}$$

$$P_{cal} = (0.7 \times 1.1504 \times 13.89218) + (0.3 \times 1.9359 \times 2.664432) \\ = 12.7349 \text{ kPa}$$

Berdasarkan hasil eksperimen diperoleh tekanan uap campuran etanol (1) + DEC (2) pada 35°C (308.15 K) sebesar 12.7084 kPa. Sehingga didapatkan nilai AD tekanan uap campuran diatas berdasarkan eksperimen dan perhitungan didapat,

$$AD = \left| \frac{12.7349 - 12.7084}{12.7084} \right| \times 100\% = 0.012\%$$



Berdasarkan data eksperimen dan perhitungan diperoleh AAD Persamaan Wilson terhadap eksperimen sebesar 0.012%

#### 6. Korelasi Data Eksperimen dengan menggunakan Persamaan NRTL

Persamaan NRTL yang digunakan untuk menghitung parameter biner adalah sebagai berikut,

$$\ln \gamma_1 = x_2^2 \left[ \tau_{12} \left( \frac{G_{21}}{x_1 + x_2 G_{21}} \right)^2 + \left( \frac{G_{12} \tau_{12}}{(x_2 + x_1 G_{12})^2} \right) \right]$$

$$\ln \gamma_2 = x_1^2 \left[ \tau_{21} \left( \frac{G_{21}}{x_2 + x_1 G_{12}} \right)^2 + \left( \frac{G_{21} \tau_{21}}{(x_1 + x_2 G_{21})^2} \right) \right]$$

$$G_{12} = \exp(-\alpha \tau_{12});$$

$$G_{21} = \exp(-\alpha \tau_{21});$$

$$\tau_{12} = \frac{b_{12}}{RT}; \tau_{21} = \frac{b_{21}}{RT}$$

Pada Persamaan NRTL ini, nilai parameter ketidakacakan ( $\alpha$ ), parameter  $b_{12}$  dan  $b_{21}$  diperoleh melalui trial and error serta optimasi dengan meminimalkan nilai OF menggunakan solver.

Berikut merupakan contoh perhitungan sistem biner etanol(1)+dietil karbonat(2) pada  $x_1 = 0.7000$  dan  $x_2 = 0.2000$  pada suhu  $35^\circ\text{C}$  (338.75 K) dengan parameter  $b_{12}$  dan  $b_{21}$  yang telah diperoleh dari tahap optimasi dengan menggunakan solver.



$$b_{12} = 2493.05 \text{ cal/mol}; b_{21} = 2100.24 \text{ cal/mol}; R = 8.314 \text{ m}^3 \text{ Pa mol}^{-1} \text{ K}^{-1}; \alpha = 0.520; P_1^{sat} = 13.89218 \text{ kPa};$$

$$P_2^{sat} = 2.664432 \text{ kPa}$$

$$\tau_{12} = \frac{b_{12}}{RT} = \frac{2493.05}{8.314 \times 308.15} = 0.9731;$$

$$\tau_{21} = \frac{b_{21}}{RT} = \frac{2100.24}{8.314 \times 303.15} = 0.8198$$

dan

$$G_{12} = \exp(-0.3 \times 0.9731) = 0.6029 ;$$

$$G_{21} = \exp(-0.3 \times 0.8198) = 0.6529$$

Berdasarkan Persamaan NRTL,

$$\ln \gamma_1 = 0.3000^2 \left[ 0.9731 \left( \frac{0.6529}{0.7000 + 0.3000 \times 0.6529} \right)^2 + \left( \frac{0.6029 \times 0.9731}{(0.3000 + 0.7000 \times 0.6029)^2} \right) \right]$$

$$\gamma_1 = 1.1508$$

dan,

$$\ln \gamma_2 = x_1^2 \left[ \tau_{21} \left( \frac{G_{21}}{x_2 + x_1 G_{12}} \right)^2 + \left( \frac{G_{21} \tau_{21}}{(x_1 + x_2 G_{21})^2} \right) \right]$$

$$\ln \gamma_2 = 0.7000^2 \left[ 1.0794 \left( \frac{0.6029}{0.3000 + 0.7000 \times 0.6029} \right)^2 + \left( \frac{0.6529 \times 0.8198}{(0.7000 + 0.3000 \times 0.6529)^2} \right) \right]$$

$$\gamma_2 = 1.9333$$

Maka,

$$P_{cal} = \sum x_i \gamma_i P_i^{sat}$$

$$P_{cal} = 0.7000 \times 1.1508 \times 13.8922 + 0.3000 \times 1.9333 \times 2.6644$$

$$= 12.7364 \text{ kPa}$$

Berdasarkan hasil eksperimen diperoleh tekanan uap campuran 1-butanol(1)+gliserol(2) pada 65.60°C (338.75 K) sebesar 12.7364 kPa. Sehingga didapatkan nilai AD tekanan uap campuran diatas berdasarkan eksperimen dan perhitungan didapat,

$$AD = \left| \frac{12.7364 - 12.7364}{12.7364} \right| \times 100\% = 0.0001\%$$

Berdasarkan data eksperimen dan perhitungan diperoleh AAD Persamaan NRTL terhadap eksperimen sebesar 0.0001%

## 7. Korelasi Data Eksperimen dengan menggunakan Persamaan UNIQUAC

Persamaan UNIQUAC yang digunakan untuk menghitung parameter biner adalah sebagai berikut,

$$\ln \gamma_1 = \ln \frac{\varphi_1}{x_1} + \frac{z}{2} q_1 \ln \frac{\theta_1}{\varphi_1} + \varphi_2 \left( l_1 - \frac{r_1}{r_2} l_2 \right) - q_1 \ln(\theta_1 + \theta_2 \tau_{21}) + \theta_2 q_1 \left( \frac{\tau_{21}}{\theta_1 + \theta_2 \tau_{21}} - \frac{\tau_{12}}{\theta_2 + \theta_1 \tau_{12}} \right)$$

$$\ln \gamma_2 = \ln \frac{\varphi_2}{x_2} + \frac{z}{2} q_1 \ln \frac{\theta_2}{\varphi_2} + \varphi_1 \left( l_2 - \frac{r_1}{r_2} l_1 \right) - q_2 \ln(\theta_2 + \theta_1 \tau_{12}) + \theta_1 q_2 \left( \frac{\tau_{12}}{\theta_2 + \theta_1 \tau_{12}} - \frac{\tau_{21}}{\theta_1 + \theta_2 \tau_{21}} \right)$$

dengan,

$$\varphi_i = \frac{x_i r_i}{\sum_j x_j r_j}; \quad \theta_i = \frac{x_i q_i}{\sum_j x_j q_j};$$

$$\tau_{ji} = \exp\left(-\frac{(u_{ji} - u_{jj})}{RT}\right); \Delta u_{12} = u_{12} - u_{22};$$

$$\Delta u_{21} = u_{21} - u_{11}$$

dimana,

$$u_{ji} \neq u_{ij} \text{ dan } z = 10$$

Pada Persamaan UNIQUAC ini, parameter  $\Delta u_{12}$  dan  $\Delta u_{21}$  diperoleh melalui trial and error serta optimasi dengan meminimalkan nilai OF menggunakan solver.

Berikut merupakan contoh perhitungan sistem biner etanol(1)+dietil karbonat(2) pada  $x_1 = 0.7000$  dan  $x_2 = 0.3000$  pada suhu  $35.00^\circ\text{C}$  (308.15 K) dengan parameter  $b_{12}$  dan  $b_{21}$  yang telah diperoleh dari tahap optimasi dengan menggunakan solver.

$$\Delta u_{12} = -375 \text{ m}^3 \text{ Pa mol}^{-1}; \Delta u_{21} = 1779.6 \text{ m}^3 \text{ Pa mol}^{-1}; R = 8.314 \text{ m}^3 \text{ Pa mol}^{-1} \text{ K}^{-1}; P_1^{sat} = 13.89218 \text{ kPa};$$

$$P_2^{sat} = 2.664432 \text{ kPa}$$

$$l_1 = z / 2 \times (r_1 - q_1) - (r_1 - 1) = -1.638$$

$$l_2 = z / 2 \times (r_2 - q_2) - (r_2 - 1) = -0.9804$$

$$\varphi_1 = \frac{x_1 r_1}{x_1 r_1 + x_2 r_2} = \frac{0.7000 \times 2.5755}{(0.7000 \times 2.5755) + (0.3000 \times 4.7749)} = 0.5572;$$

$$\varphi_2 = 0.4428$$



$$\theta_1 = \frac{x_1 q_1}{x_1 q_1 + x_2 q_2} = \frac{0.7000 \times 2.588}{(0.7000 \times 2.588) + (0.3000 \times 4.216)} = 0.5889$$

$$; \theta_2 = 0.4111$$

$$\tau_{12} = \exp\left(-\frac{(\Delta u_{12})}{RT}\right) = \exp\left(-\frac{(-375)}{8.314 \times 308.15}\right) = 1.1576 ;$$

$$\tau_{21} = 0.4993$$

Berdasarkan Persamaan UNIQUAC,

$$\ln \gamma_1 = \ln \frac{0.4428}{0.7000} + \frac{10}{2} 2.588 \ln \frac{0.5889}{0.5572} + 0.4428 \left( -1.638 - \frac{2.5755}{4.7749} \times -0.9804 \right) - 2.588 \ln(0.5889 +$$

$$0.4111 \times 0.4993) + 0.4111 \times 2.588 \left( \frac{0.4993}{0.5889 + 0.4111 \times 0.4993} - \frac{1.1576}{0.4111 + 0.5889 \times 1.1576} \right)$$

$$\gamma_1 = 1.1429$$

dan, diperoleh  $\gamma_2 = 2.9946$ .

Maka,

$$P_{cal} = \sum x_i \gamma_i P_i^{sat}$$

$$P_{cal} = 0.7000 \times 1.1429 \times 13.8922 + 0.3000 \times 2.9946 \times 2.6644 \\ = 12.6728 \text{ kPa}$$

Berdasarkan hasil eksperimen diperoleh tekanan uap campuran etanol(1)+dietil karbonat(2) pada 35.00°C (308.15 K) sebesar 12.7364 kPa. Sehingga didapatkan nilai AD tekanan uap campuran diatas berdasarkan eksperimen dan perhitungan didapat,

$$AD = \left| \frac{12.6728 - 12.7364}{12.7364} \right| \times 100\% = 0.4999\%$$

Berdasarkan data eksperimen dan perhitungan diperoleh AD Persamaan UNIQUAC terhadap eksperimen sebesar 0.4999%

### 8. Perhitungan fraksi vapor

Untuk sistem etanol-Dietil karbonat dengan  $x_1=0.7000$ .  $P$  sistem cal ( $P_{cal}$ ) = 12.7349 kPa.  $P_1^{sat} = 13.89218$  kPa.

$$\gamma_1 = 1.1504$$

$$y_i = x_i \gamma_i P_i^{sat} / \sum x_i \gamma_i P_i^{sat}$$

$$y_i = x_i \gamma_i P_i^{sat} / P_{cal}$$

$$y_i = 0.7000 \times 1.1504 \times 13.89218 / 12.6728$$

$$y_i = 0.8785$$

### 9. Perhitungan Ketidakpastian

#### Ketidakpastian Fraksi Mol

Perhitungan fraksi mol dari massa penimbangan etanol dan dietil karbonat didapatkan dari persamaan :

$$x_1 = \frac{m_1 / BM_1}{m_1 / BM_1 + m_2 / BM_2}$$

Untuk  $x_1(m_1, m_2)$ , ketidakpastian  $x_1 (\delta x_1)$  diperoleh dari

penurunan parsial fungsi  $x_1$  terhadap  $m_1$  dan  $m_2$ .

$$\delta x_1 = \left| \frac{\partial x_1}{\partial m_1} \right| \delta m_1 + \left| \frac{\partial x_1}{\partial m_2} \right| \delta m_2$$

$$\delta x_1 = \left| \frac{(m_1 / BM_1 + m_2 / BM_2) / BM_1 - m_1 / BM_1^2}{(m_1 / BM_1 + m_2 / BM_2)^2} \right| \delta m_1 + \left| -\frac{m_1 / BM_1 BM_2}{(m_1 / BM_1 + m_2 / BM_2)^2} \right| \delta m_2$$

$$\delta x_1 = \frac{m_2 / BM_1 BM_2}{(m_1 / BM_1 + m_2 / BM_2)^2} \delta m_1 + \frac{m_1 / BM_1 BM_2}{(m_1 / BM_1 + m_2 / BM_2)^2} \delta m_2$$

$$\delta m_1 = \delta m_2 = \delta m$$

$$\delta x_1 = \frac{m_2 + m_1}{(m_1 / BM_1 + m_2 / BM_2)^2 (BM_1 BM_2)} \delta m$$

Ketidakpastian fraksi mol komponen 2 ( $\delta m_2$ ) diturunkan dari hubungan  $x_2$  dengan  $x_1$ .

$$x_2 = 1 - x_1$$

$$\delta x_2 = \delta(1 - x_1)$$

$$\delta x_2 = |-\delta x_1|$$

$$\delta x_2 = \delta x_1$$

Pada massa penimbangan etanol fraksi 0.7, diketahui massa penimbangan  $m_1$  68.9069 g dan  $m_2$  75.7232 dengan keakuratan timbangan  $\delta m = 0.0001$  g.

$$\delta x_1 = \frac{75.7232 + 68.9069}{(75.7232 / 46.07 + 68.9096 / 118.13)^2 (46.07 \times 118.13)} 0.0001$$



$$\delta x_1 = 0.582\text{E} - 06 \quad (\text{absolute uncertainty})$$

$$\frac{\delta x_1}{x_1} = \frac{0.582\text{E} - 06}{0.7000} = 8.32\text{E} - 05\% \quad (\text{relative uncertainty})$$

$$\frac{\delta x_2}{x_2} = \frac{0.582\text{E} - 06}{(1 - 0.7000)} = 1.94\text{E} - 04\%$$

Ketidakpastian fraksi mol komponen 1 ( $\delta x_1$ ) terhadap fraksi mol komponen 1 diperoleh sebesar 8.32E-05%.

Ketidakpastian fraksi mol komponen 2 ( $\delta m_2$ ) terhadap fraksi mol komponen 2 ( $m_2$ ), diperoleh sebesar 1.94 E-04%

### **Ketidakpastian Tekanan**

Tekanan sistem diperoleh dari selisih tekanan lingkungan dengan  $\Delta P$  pembacaan dari manometer.

$$P_{\text{sistem}} = P_{\text{lingkungan}} - \Delta P$$

$$\delta P_{\text{sistem}} = \delta P_{\text{lingkungan}} + \delta | -\Delta P |$$

$$\Delta P = \rho \times g \times \Delta h$$

$$\delta(\Delta P) = g \times (\rho \times \delta \Delta h + \delta \rho \times \Delta h)$$



$$\delta P_{sistem} = \delta P_{lingkungan} + g \times (\rho \times \delta \Delta h + \delta \rho \times \Delta h)$$

Untuk sistem etanol dietil karbonat dengan  $x_1=0.7000$ ,  
 $g=9.80665$   $\rho=13518.9$  kg/m<sup>3</sup>

$$\delta \Delta h = 0.0005 \text{ m}$$

$$\delta \rho = 0.05 \text{ kg/m}^3 \text{ (Holman } et al., 1994)$$

$$\delta P_{lingkungan} = 0.008 \text{ kPa} = 8 \text{ Pa}$$

$$\Delta h = 663.5 \text{ mmHg}$$

$$\delta P_{sistem} = 8 + 9.80665 \times (13518.9 \times 0.0005 + 0.05 \times 0.6635)$$

$$\delta P_{sistem} = 74.61288 \text{ Pa} = 0.074613 \text{ kPa (absolute uncertainty)}$$

$$\frac{\delta P_{sistem}}{P_{sistem}} = \frac{0.0746}{12.73643}$$

$$\frac{\delta P_{sistem}}{P_{sistem}} = 0.586\% \text{ (relative uncertainty)}$$

**A. Hasil Perhitungan Validasi Komponen Murni Etanol**

Konstanta Wagner	a	b	c	d
Etanol	-8.51838	0.34163	-5.73683	8.32581

$T$ (K)	$P_{\text{exp}}$ (kPa)	$P_{\text{calc}}$ (kPa)	% AAD
		Persamaan Wagner	
303.15	10.43	10.48	0.45%
305.65	12.07	12.03	0.34%
308.15	13.89	13.77	0.89%
310.65	15.88	15.73	0.98%
313.15	18.06	17.92	0.79%
315.65	20.50	20.37	0.62%
318.15	23.28	23.11	0.74%
320.65	26.33	26.15	0.68%
323.15	29.91	29.53	1.29%
<b>AAD = 0.75%</b>			

**B. Hasil Perhitungan Validasi Komponen Murni 2-Propanol**

Konstanta Wagner	a	b	c	d
2-Propanol	-8.16927	-0.0943213	-8.1004	7.85

$T$ (K)	$P_{\text{exp}}$ (kPa)	$P_{\text{calc}}$ (kPa)	% AAD
		Persamaan Wagner	
303.15	7.83	7.87	0.57%
305.65	9.09	9.13	0.43%
308.15	10.56	10.55	0.05%
310.65	12.17	12.17	0.04%
313.15	14.05	13.98	0.44%
315.65	16.18	16.03	0.92%
318.15	18.39	18.33	0.32%
320.65	21.37	20.90	2.25%
323.15	24.44	23.77	2.81%
<b>AAD = 0.87%</b>			



C. Hasil Perhitungan Validasi Komponen Murni DEC

Konstanta Antoine		A	B	C
Etanol		5.883	1223.77	-84.304
$T$ (K)	$P_{\text{exp}}$ (kPa)	$P_{\text{calc}}$ (kPa)		% AAD
		Persamaan Antoine		
303.15	2.02	1.95	3.10%	
305.65	2.29	2.26	1.20%	
308.15	2.60	2.61	0.30%	
310.65	3.01	2.99	0.49%	
313.15	3.41	3.43	0.69%	
315.65	3.97	3.92	1.39%	
318.15	4.49	4.46	0.67%	
320.65	5.14	5.07	1.30%	
323.15	5.86	5.75	1.93%	
AAD = 1.23%				

### D.1 Hasil Perhitungan Korelasi untuk Sistem Etanol (1) + DEC (2) dengan Model Wilson pada 303.15 – 308.15

K;  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$

Parameter Wilson											
$a_{12}$	3871										
$a_{21}$	652										
x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>	T = 303.15					T = 308.15				
		P <sub>exp</sub>	$\gamma_1$	$\gamma_2$	P <sub>calc</sub>	AAD	P <sub>exp</sub>	$\gamma_1$	$\gamma_2$	P <sub>calc</sub>	AD
0	1	2.02	$\gamma_1^\infty = 4.317$	1.000	2.02	0.00%	2.60	$\gamma_1^\infty = 4.208$	1.000	2.60	0.00%
0.1000	0.9000	5.41	3.145	1.016	5.12	5.38%	6.77	3.093	1.016	6.67	1.50%
0.2000	0.8000	6.92	2.434	1.063	6.79	1.87%	8.89	2.406	1.062	8.89	0.00%
0.3000	0.7000	7.77	1.970	1.141	7.77	0.09%	10.68	1.955	1.138	10.22	4.35%
0.4000	0.6000	8.41	1.653	1.254	8.41	0.00%	10.93	1.645	1.249	11.09	1.41%
0.5000	0.5000	8.78	1.428	1.413	8.87	1.10%	11.66	1.424	1.405	11.71	0.44%
0.6000	0.4000	8.96	1.266	1.637	9.24	3.17%	12.01	1.264	1.626	12.22	1.77%
0.7000	0.3000	9.54	1.149	1.960	9.58	0.36%	12.74	1.148	1.943	12.68	0.45%
0.8000	0.2000	9.77	1.068	2.444	9.90	1.27%	13.43	1.067	2.419	13.12	2.33%
0.9000	0.1000	10.26	1.018	3.215	10.20	0.56%	13.76	1.018	3.174	13.55	1.50%
1	0	10.43	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.553$	10.43	0.00%	13.89	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.481$	13.89	0.00%



**D.2 Hasil Perhitungan Korelasi untuk Sistem Etanol (1) + DEC (2) dengan Model Wilson pada 313.15 – 318.15 K;  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$**

$x_1$	$x_2$	T = 313.15					T = 318.15				
		$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AAD	$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AD
0	1	3.41	$\gamma_1^\infty = 4.106$	1.000	3.41	0.00%	4.49	$\gamma_1^\infty = 4.009$	1.000	4.49	0.00%
0.1000	0.9000	8.54	3.043	1.016	8.61	0.77%	11.23	2.994	1.015	11.08	1.37%
0.2000	0.8000	11.45	2.380	1.060	11.49	0.37%	14.50	2.354	1.059	14.77	1.88%
0.3000	0.7000	13.26	1.941	1.135	13.22	0.28%	17.00	1.927	1.132	17.02	0.07%
0.4000	0.6000	14.46	1.636	1.244	14.37	0.67%	18.64	1.628	1.239	18.50	0.74%
0.5000	0.5000	15.31	1.419	1.398	15.20	0.72%	19.71	1.414	1.391	19.59	0.64%
0.6000	0.4000	15.85	1.261	1.615	15.87	0.07%	20.40	1.258	1.604	20.46	0.30%
0.7000	0.3000	16.96	1.147	1.927	16.47	2.92%	21.64	1.145	1.912	21.24	1.88%
0.8000	0.2000	17.23	1.067	2.394	17.05	1.05%	22.54	1.066	2.371	21.99	2.46%
0.9000	0.1000	17.41	1.018	3.135	17.61	1.16%	22.74	1.018	3.096	22.71	0.14%
1	0	18.06	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.411$	18.06	0.00%	23.28	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.343$	23.28	0.00%

**D.3 Hasil Perhitungan Korelasi untuk Sistem Etanol (1) + DEC (2) dengan Model Wilson pada 323.15 K;**

$$\gamma_1^\infty = \gamma_1 \text{ pada } x_1 \rightarrow 0 \text{ dan } \gamma_2^\infty = \gamma_2 \text{ pada } x_2 \rightarrow 0$$

x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>	T = 323.15				
		P <sub>exp</sub>	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	P <sub>calc</sub>	AD
0	1	5.86	γ <sub>1</sub> <sup>∞</sup> = 3.918	1.000	5.86	0.00%
0.1000	0.9000	13.95	2.948	1.015	14.17	1.54%
0.2000	0.8000	17.88	2.330	1.058	18.89	5.62%
0.3000	0.7000	21.93	1.913	1.129	21.79	0.64%
0.4000	0.6000	23.69	1.620	1.235	23.72	0.13%
0.5000	0.5000	25.06	1.410	1.384	25.13	0.27%
0.6000	0.4000	26.90	1.256	1.594	26.27	2.33%
0.7000	0.3000	27.70	1.144	1.896	27.28	1.53%
0.8000	0.2000	28.24	1.066	2.347	28.25	0.01%
0.9000	0.1000	29.84	1.017	3.059	29.17	2.23%
1	0	29.91	1.000	γ <sub>2</sub> <sup>∞</sup> = 4.278	29.91	0.00%

$$\text{AAD} = 1.08\%$$



**E.1 Hasil Perhitungan Korelasi untuk Sistem Etanol (1) + DEC (2) dengan Model NRTL pada 303.15 – 308.15 K;  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$**

Parameter NRTL													
$b_{12}$	2602												
$b_{21}$	2332												
$\alpha$	0.59												
$x_1$	$x_2$	T = 303.15					T = 308.15						
		$P_{\text{exp}}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{\text{calc}}$	AAD	$P_{\text{exp}}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{\text{calc}}$	AD		
0	1	2.02	$\gamma_1^\infty = 4.422$	1.000	2.02	0.00%	2.60	$\gamma_1^\infty = 4.341$	1.000	2.60	0.00%		
0.1000	0.9000	5.41	3.160	1.017	5.14	5.05%	6.77	3.121	1.017	6.71	0.88%		
0.2000	0.8000	6.92	2.427	1.066	6.78	2.02%	8.89	2.406	1.065	8.90	0.04%		
0.3000	0.7000	7.77	1.964	1.143	7.76	0.11%	10.68	1.951	1.141	10.21	4.44%		
0.4000	0.6000	8.41	1.653	1.254	8.41	0.00%	10.93	1.645	1.251	11.09	1.44%		
0.5000	0.5000	8.78	1.433	1.409	8.89	1.36%	11.66	1.428	1.404	11.74	0.69%		
0.6000	0.4000	8.96	1.274	1.628	9.28	3.63%	12.01	1.270	1.620	12.27	2.20%		
0.7000	0.3000	9.54	1.157	1.948	9.62	0.86%	12.74	1.155	1.936	12.74	0.00%		
0.8000	0.2000	9.77	1.073	2.444	9.94	1.69%	13.43	1.072	2.422	13.17	1.96%		
0.9000	0.1000	10.26	1.020	3.271	10.23	0.29%	13.76	1.019	3.227	13.58	1.26%		
1	0	10.43	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.799$	10.43	0.00%	13.89	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.700$	13.89	0.00%		



**E.2 Hasil Perhitungan Korelasi untuk Sistem Etanol (1) + DEC (2) dengan Model NRTL pada 313.15 – 318.15 K;  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$**

x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>	T = 313.15					T = 318.15				
		P <sub>exp</sub>	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	P <sub>calc</sub>	AAD	P <sub>exp</sub>	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	P <sub>calc</sub>	AD
0	1	3.41	γ <sub>1</sub> <sup>∞</sup> = 4.263	1.000	3.41	0.00%	4.49	γ <sub>1</sub> <sup>∞</sup> = 4.118	1.000	4.49	0.00%
0.1000	0.9000	8.54	3.083	1.017	8.69	1.67%	11.23	3.046	1.017	11.20	0.25%
0.2000	0.8000	11.45	2.385	1.064	11.51	0.60%	14.50	2.365	1.063	14.83	2.29%
0.3000	0.7000	13.26	1.939	1.139	13.22	0.28%	17.00	1.927	1.137	17.03	0.17%
0.4000	0.6000	14.46	1.637	1.248	14.38	0.60%	18.64	1.629	1.245	18.52	0.63%
0.5000	0.5000	15.31	1.423	1.400	15.23	0.48%	19.71	1.417	1.395	19.63	0.40%
0.6000	0.4000	15.85	1.267	1.613	15.93	0.45%	20.40	1.263	1.606	20.53	0.65%
0.7000	0.3000	16.96	1.152	1.924	16.54	2.52%	21.64	1.150	1.912	21.32	1.51%
0.8000	0.2000	17.23	1.071	2.401	17.11	0.71%	22.54	1.070	2.380	22.06	2.15%
0.9000	0.1000	17.41	1.019	3.186	17.65	1.39%	22.74	1.019	3.145	22.75	0.07%
1	0	18.06	1.000	γ <sub>2</sub> <sup>∞</sup> = 4.606	18.06	0.00%	23.28	1.000	γ <sub>2</sub> <sup>∞</sup> = 4.517	23.28	0.00%

$\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$

		T = 323.15				
x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>	P <sub>exp</sub>	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	P <sub>calc</sub>	AD
0	1	5.86	γ <sub>1</sub> <sup>∞</sup> = 4.116	1.000	5.86	0.00%
0.1000	0.9000	13.95	3.010	1.016	14.36	2.92%
0.2000	0.8000	17.88	2.345	1.062	19.00	6.23%
0.3000	0.7000	21.93	1.915	1.136	21.83	0.45%
0.4000	0.6000	23.69	1.621	1.242	23.76	0.27%
0.5000	0.5000	25.06	1.412	1.390	25.19	0.50%
0.6000	0.4000	26.90	1.260	1.599	26.35	2.02%
0.7000	0.3000	27.70	1.148	1.901	27.37	1.20%
0.8000	0.2000	28.24	1.068	2.360	28.33	0.30%
0.9000	0.1000	29.84	1.018	3.106	29.23	2.05%
1	0	29.91	1.000	γ <sub>2</sub> <sup>∞</sup> = 4.431	29.91	0.00%

**AAD = 1.10%**



**F.1 Hasil Perhitungan Korelasi untuk Sistem Etanol (1) + DEC (2) dengan Model UNIQUAC pada 303.15 – 308.15 K;  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$**

Parameter UNIQUAC											
$\Delta u_{12}$		-440									
$\Delta u_{21}$		1893									
$x_1$	$x_2$	T = 303.15					T = 308.15				
		$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AAD	$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AD
0	1	2.02	$\gamma_1^\infty = 4.044$	1.000	2.02	0.00%	2.60	$\gamma_1^\infty = 3.952$	1.000	2.60	0.00%
0.1000	0.9000	5.41	3.103	1.014	5.08	6.27%	6.77	3.052	1.014	6.61	2.42%
0.2000	0.8000	6.92	2.452	1.057	6.82	1.47%	8.89	2.423	1.056	8.93	0.37%
0.3000	0.7000	7.77	1.992	1.133	7.83	0.84%	10.68	1.976	1.130	10.29	3.66%
0.4000	0.6000	8.41	1.664	1.248	8.45	0.47%	10.93	1.656	1.243	11.14	1.89%
0.5000	0.5000	8.78	1.428	1.414	8.87	1.11%	11.66	1.424	1.406	11.72	0.46%
0.6000	0.4000	8.96	1.259	1.650	9.21	2.78%	12.01	1.257	1.638	12.18	1.41%
0.7000	0.3000	9.54	1.140	1.984	9.52	0.20%	12.74	1.139	1.966	12.61	0.99%
0.8000	0.2000	9.77	1.061	2.463	9.84	0.73%	13.43	1.061	2.437	13.05	2.83%
0.9000	0.1000	10.26	1.015	3.162	10.17	0.93%	13.76	1.015	3.126	13.50	1.84%
1	0	10.43	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.213$	10.43	0.00%	13.89	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.161$	13.89	0.00%

**F.2 Hasil Perhitungan Korelasi untuk Sistem Etanol (1) + DEC (2) dengan Model UNIQUAC pada 313.15 - 318.15 K;  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$**

$x_1$	$x_2$	T = 313.15					T = 318.15				
		$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AAD	$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AD
0	1	3.41	$\gamma_2^\infty = 3.866$	1.000	3.41	0.00%	4.49	$\gamma_1^\infty = 3.784$	1.000	4.49	0.00%
0.1000	0.9000	8.54	3.003	1.013	8.53	0.15%	11.23	2.956	1.013	10.98	2.24%
0.2000	0.8000	11.45	2.395	1.055	11.53	0.71%	14.50	2.368	1.053	14.81	2.19%
0.3000	0.7000	13.26	1.961	1.127	13.31	0.41%	17.00	1.946	1.125	17.13	0.73%
0.4000	0.6000	14.46	1.647	1.238	14.43	0.21%	18.64	1.639	1.234	18.59	0.29%
0.5000	0.5000	15.31	1.419	1.399	15.20	0.68%	19.71	1.415	1.391	19.60	0.59%
0.6000	0.4000	15.85	1.255	1.626	15.81	0.25%	20.40	1.253	1.615	20.40	0.00%
0.7000	0.3000	16.96	1.138	1.949	16.38	3.42%	21.64	1.137	1.932	21.14	2.34%
0.8000	0.2000	17.23	1.060	2.412	16.96	1.53%	22.54	1.060	2.388	21.88	2.91%
0.9000	0.1000	17.41	1.015	3.090	17.55	0.83%	22.74	1.015	3.055	22.64	0.45%
1	0	18.06	1.000	$\gamma_2^\infty = 4.110$	18.06	0.00%	23.28	1.000	$\gamma_1^\infty = 4.060$	23.28	0.00%



$\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$

		T = 323.15				
x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>	P <sub>exp</sub>	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	P <sub>calc</sub>	AD
0	1	5.86	γ <sub>1</sub> <sup>∞</sup> = 3.706	1.000	5.86	0.00%
0.1000	0.9000	13.95	2.911	1.013	14.04	0.66%
0.2000	0.8000	17.88	2.342	1.052	18.94	5.91%
0.3000	0.7000	21.93	1.931	1.122	21.93	0.02%
0.4000	0.6000	23.69	1.631	1.229	23.83	0.57%
0.5000	0.5000	25.06	1.411	1.384	25.15	0.34%
0.6000	0.4000	26.90	1.251	1.604	26.20	2.60%
0.7000	0.3000	27.70	1.136	1.916	27.16	1.97%
0.8000	0.2000	28.24	1.060	2.364	28.12	0.42%
0.9000	0.1000	29.84	1.015	3.021	29.09	2.52%
1	0	29.91	1.000	γ <sub>2</sub> <sup>∞</sup> = 4.011	29.91	0.00%

**AAD = 1.19%**

**G.1 Hasil Perhitungan Korelasi untuk Sistem 2-Propanol (1) + DEC (2) dengan Model Wilson pada 303.15 – 308.15 K;  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$**

Parameter Wilson											
$a_{12}$	3393										
$a_{21}$	888										
$x_1$	$x_2$	T = 303.15						T = 308.15			
		$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AAD	$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AD
0	1	2.02	$\gamma_1^\infty = 4.404$	1.000	2.02	0.00%	2.60	$\gamma_1^\infty = 4.301$	1.000	2.60	0.00%
0.1000	0.9000	4.35	3.102	1.018	4.28	1.81%	5.62	3.055	1.018	5.61	0.18%
0.2001	0.7999	5.50	2.360	1.068	5.42	1.52%	7.47	2.336	1.067	7.15	4.24%
0.3000	0.7000	6.37	1.898	1.148	6.08	4.63%	7.99	1.885	1.145	8.05	0.83%
0.4000	0.6000	6.50	1.592	1.262	6.51	0.15%	8.64	1.584	1.258	8.65	0.13%
0.5000	0.5000	6.80	1.380	1.418	6.83	0.44%	9.06	1.376	1.411	9.10	0.46%
0.6000	0.4000	6.97	1.232	1.630	7.10	1.93%	9.22	1.229	1.620	9.47	2.72%
0.7000	0.3000	7.49	1.127	1.922	7.34	2.07%	9.89	1.126	1.907	9.81	0.86%
0.8000	0.2000	7.58	1.056	2.335	7.56	0.32%	10.35	1.056	2.312	10.12	2.23%
0.9000	0.1000	7.85	1.014	2.941	7.74	1.42%	10.38	1.014	2.906	10.39	0.13%
1	0	7.83	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.878$	7.83	0.00%	10.56	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.819$	10.56	0.00%



**G.2 Hasil Perhitungan Korelasi untuk Sistem 2-Propanol (1) + DEC (2) dengan Model Wilson pada 313.15 – 318.15 K;  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$**

$x_1$	$x_2$	T = 313.15					T = 318.15				
		$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AAD	$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AD
0	1	3.41	$\gamma_1^\infty = 4.203$	1.000	3.41	0.00%	4.49	$\gamma_1^\infty = 4.111$	1.000	4.49	0.00%
0.1000	0.9000	7.04	3.009	1.017	7.35	4.40%	9.57	2.966	1.017	9.57	0.01%
0.2001	0.7999	9.56	2.313	1.065	9.40	1.69%	12.25	2.290	1.064	12.25	0.01%
0.3000	0.7000	10.37	1.872	1.143	10.61	2.39%	13.29	1.859	1.140	13.84	4.17%
0.4000	0.6000	11.56	1.577	1.253	11.42	1.18%	14.75	1.569	1.249	14.91	1.10%
0.5000	0.5000	12.24	1.372	1.404	12.03	1.73%	15.95	1.368	1.398	15.71	1.49%
0.6000	0.4000	12.71	1.227	1.610	12.53	1.35%	16.38	1.224	1.600	16.38	0.00%
0.7000	0.3000	13.33	1.124	1.892	12.99	2.51%	17.18	1.123	1.878	16.99	1.10%
0.8000	0.2000	13.74	1.055	2.290	13.42	2.34%	17.99	1.055	2.269	17.55	2.44%
0.9000	0.1000	13.94	1.014	2.871	13.80	0.99%	18.36	1.014	2.838	18.05	1.66%
1	0	14.05	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.763$	14.05	0.00%	18.39	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.708$	18.39	0.00%



$\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$

**AAD = 1.42%**

**H.1 Hasil Perhitungan Korelasi untuk Sistem 2-Propanol (1) + DEC (2) dengan Model NRTL pada 303.15 – 308.15 K;  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$**

Parameter NRTL											
$b_{12}$	1958										
$b_{21}$	2389										
$\alpha$	0.52										
$x_1$	$x_2$	T = 303.15					T = 308.15				
		$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AAD	$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AD
0	1	2.02	$\gamma_1^\infty = 4.334$	1.000	2.02	0.00%	2.60	$\gamma_1^\infty = 4.247$	1.000	2.60	0.00%
0.1000	0.9000	4.35	3.090	1.018	4.26	2.05%	5.62	3.046	1.017	5.60	0.35%
0.2001	0.7999	5.50	2.359	1.067	5.41	1.59%	7.47	2.335	1.066	7.15	4.28%
0.3000	0.7000	6.37	1.898	1.147	6.08	4.65%	7.99	1.885	1.144	8.05	0.80%
0.4000	0.6000	6.50	1.592	1.260	6.51	0.14%	8.64	1.584	1.257	8.65	0.10%
0.5000	0.5000	6.80	1.381	1.416	6.83	0.44%	9.06	1.376	1.410	9.10	0.43%
0.6000	0.4000	6.97	1.232	1.627	7.10	1.93%	9.22	1.229	1.618	9.47	2.70%
0.7000	0.3000	7.49	1.128	1.919	7.34	2.06%	9.89	1.126	1.905	9.81	0.87%
0.8000	0.2000	7.58	1.057	2.333	7.56	0.31%	10.35	1.056	2.310	10.12	2.24%
0.9000	0.1000	7.85	1.014	2.941	7.74	1.41%	10.38	1.014	2.903	10.39	0.12%
1	0	7.83	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.880$	7.83	0.00%	10.56	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.813$	10.56	0.00%



**H.2 Hasil Perhitungan Korelasi untuk Sistem 2-Propanol (1) + DEC (2) dengan Model NRTL pada 313.15 – 318.15 K;  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$**

$x_1$	$x_2$	T = 313.15					T = 318.15				
		$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AAD	$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AD
0	1	3.41	$\gamma_1^\infty = 4.163$	1.000	3.41	0.00%	4.49	$\gamma_1^\infty = 4.083$	1.000	4.49	0.00%
0.1000	0.9000	7.04	3.004	1.017	7.34	4.29%	9.57	2.962	1.018	9.56	0.03%
0.2001	0.7999	9.56	2.313	1.065	9.40	1.71%	12.25	2.270	1.067	12.25	0.00%
0.3000	0.7000	10.37	1.872	1.142	10.61	2.36%	13.29	1.849	1.142	13.84	4.14%
0.4000	0.6000	11.56	1.576	1.253	11.42	1.23%	14.75	1.571	1.246	14.90	1.04%
0.5000	0.5000	12.24	1.371	1.404	12.02	1.78%	15.95	1.378	1.387	15.70	1.56%
0.6000	0.4000	12.71	1.226	1.609	12.53	1.40%	16.38	1.239	1.580	16.37	0.07%
0.7000	0.3000	13.33	1.124	1.891	12.99	2.54%	17.18	1.137	1.854	16.98	1.16%
0.8000	0.2000	13.74	1.055	2.288	13.42	2.37%	17.99	1.064	2.265	17.54	2.49%
0.9000	0.1000	13.94	1.014	2.867	13.80	1.01%	18.36	1.017	2.927	18.05	1.69%
1	0	14.05	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.749$	14.05	0.00%	18.39	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.687$	18.39	0.00%

### H.3 Hasil Perhitungan Korelasi untuk Sistem 2-Propanol (1) + DEC (2) dengan Model NRTL pada 323.15 K;

$\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$

		T = 323.15				
$x_1$	$x_2$	$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AD
0	1	5.86	$\gamma_1^\infty = 4.007$	1.000	5.86	0.00%
0.1000	0.9000	12.22	2.925	1.016	12.51	2.36%
0.2001	0.7999	15.11	2.269	1.063	16.07	6.38%
0.3000	0.7000	17.13	1.846	1.138	18.20	6.25%
0.4000	0.6000	19.12	1.561	1.246	19.63	2.69%
0.5000	0.5000	20.71	1.361	1.393	20.71	0.03%
0.6000	0.4000	21.22	1.220	1.592	21.62	1.90%
0.7000	0.3000	22.70	1.121	1.864	22.45	1.10%
0.8000	0.2000	23.29	1.054	2.246	23.23	0.29%
0.9000	0.1000	24.06	1.014	2.797	23.93	0.54%
1	0	24.44	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.628$	24.44	0.00%
<b>AAD = 1.43%</b>						



**I.1 Hasil Perhitungan Korelasi untuk Sistem 2-Propanol (1) + DEC (2) dengan Model UNIQUAC pada 303.15 – 308.15K;  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$**

Parameter UNIQUAC											
$\Delta u_{12}$		-335									
$\Delta u_{21}$		1490									
$x_1$	$x_2$	T = 303.15					T = 308.15				
		$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AAD	$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AD
0	1	2.02	$\gamma_1^\infty = 4.025$	1.000	2.02	0.00%	2.60	$\gamma_1^\infty = 3.936$	1.000	2.60	0.00%
0.1000	0.9000	4.35	3.038	1.015	4.22	3.10%	5.62	2.989	1.015	5.53	1.55%
0.2001	0.7999	5.50	2.377	1.060	5.43	1.28%	7.47	2.350	1.058	7.16	4.07%
0.3000	0.7000	6.37	1.925	1.137	6.13	3.89%	7.99	1.910	1.134	8.11	1.55%
0.4000	0.6000	6.50	1.609	1.252	6.55	0.80%	8.64	1.601	1.247	8.71	0.75%
0.5000	0.5000	6.80	1.387	1.414	6.85	0.75%	9.06	1.382	1.406	9.13	0.76%
0.6000	0.4000	6.97	1.231	1.636	7.10	1.93%	9.22	1.228	1.624	9.47	2.72%
0.7000	0.3000	7.49	1.123	1.940	7.33	2.24%	9.89	1.122	1.922	9.79	1.04%
0.8000	0.2000	7.58	1.052	2.355	7.54	0.54%	10.35	1.052	2.330	10.10	2.45%
0.9000	0.1000	7.85	1.013	2.927	7.73	1.60%	10.38	1.013	2.892	10.38	0.05%
1	0	7.83	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.727$	7.83	0.00%	10.56	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.677$	10.56	0.00%

**I.2 Hasil Perhitungan Korelasi untuk Sistem 2-Propanol (1) + DEC (2) dengan Model UNIQUAC pada 313.15 – 318.15K;  $\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$**

$x_1$	$x_2$	T = 313.15					T = 318.15				
		$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AAD	$P_{exp}$	$\gamma_1$	$\gamma_2$	$P_{calc}$	AD
0	1	3.41	$\gamma_1^\infty = 3.852$	1.000	3.41	0.00%	4.49	$\gamma_1^\infty = 3.772$	1.000	4.49	0.00%
0.1000	0.9000	7.04	2.942	1.014	7.24	2.92%	9.57	2.897	1.014	9.43	1.44%
0.2001	0.7999	9.56	2.324	1.057	9.41	1.60%	12.25	2.298	1.056	12.25	0.00%
0.3000	0.7000	10.37	1.895	1.132	10.68	3.06%	13.29	1.880	1.129	13.92	4.77%
0.4000	0.6000	11.56	1.593	1.242	11.49	0.60%	14.75	1.585	1.238	14.99	1.65%
0.5000	0.5000	12.24	1.378	1.399	12.06	1.45%	15.95	1.374	1.391	15.76	1.23%
0.6000	0.4000	12.71	1.226	1.613	12.53	1.36%	16.38	1.224	1.602	16.38	0.00%
0.7000	0.3000	13.33	1.121	1.906	12.97	2.68%	17.18	1.120	1.890	16.96	1.26%
0.8000	0.2000	13.74	1.052	2.306	13.39	2.55%	17.99	1.051	2.283	17.52	2.64%
0.9000	0.1000	13.94	1.013	2.858	13.78	1.16%	18.36	1.013	2.825	18.03	1.82%
1	0	14.05	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.629$	14.05	0.00%	18.39	1.000	$\gamma_2^\infty = 3.582$	18.39	0.00%



$\gamma_1^\infty = \gamma_1$  pada  $x_1 \rightarrow 0$  dan  $\gamma_2^\infty = \gamma_2$  pada  $x_2 \rightarrow 0$

		T = 323.15				
x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>	P <sub>exp</sub>	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	P <sub>calc</sub>	AD
0	1	5.86	γ <sub>1</sub> <sup>∞</sup> = 3.696	1.000	5.86	0.00%
0.1000	0.9000	12.22	2.854	1.014	12.32	0.81%
0.2001	0.7999	15.11	2.273	1.055	16.05	6.28%
0.3000	0.7000	17.13	1.866	1.127	18.30	6.84%
0.4000	0.6000	19.12	1.577	1.234	19.75	3.30%
0.5000	0.5000	20.71	1.369	1.385	20.79	0.38%
0.6000	0.4000	21.22	1.222	1.592	21.64	1.99%
0.7000	0.3000	22.70	1.119	1.874	22.43	1.18%
0.8000	0.2000	23.29	1.051	2.261	23.20	0.42%
0.9000	0.1000	24.06	1.012	2.793	23.91	0.65%
1	0	24.44	1.000	γ <sub>2</sub> <sup>∞</sup> = 3.537	24.44	0.00%
<b>AAD = 1.55%</b>						

**J. Hasil Perhitungan P-x<sub>1</sub>,y<sub>1</sub> Korelasi untuk Sistem Etanol (1) + DEC (2) dengan Model Wilson pada 303.15 – 323.15 K;**

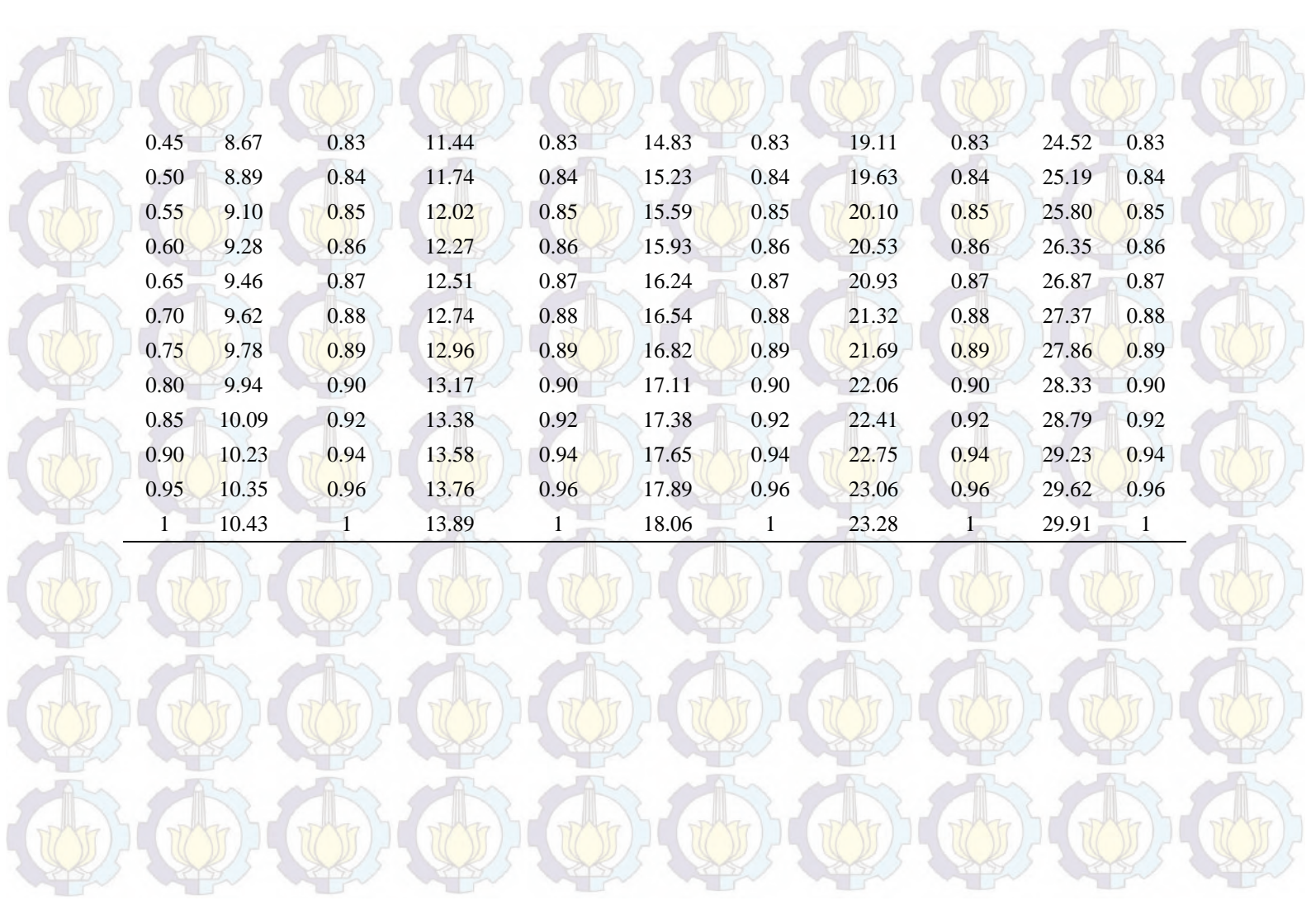
$x_1$	$T = 303.15\text{ K}$		$T = 308.15\text{ K}$		$T = 313.15\text{ K}$		$T = 318.15\text{ K}$		$T = 323.15\text{ K}$	
	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$
0	2.02	0	2.60	0	3.41	0	4.49	0	5.86	0
0.05	3.83	0.50	4.96	0.50	6.42	0.49	8.29	0.48	10.63	0.47
0.10	5.12	0.64	6.67	0.64	8.61	0.64	11.08	0.63	14.17	0.62
0.15	6.07	0.71	7.94	0.71	10.24	0.71	13.17	0.70	16.83	0.69
0.20	6.79	0.75	8.89	0.75	11.49	0.75	14.77	0.74	18.89	0.74
0.25	7.34	0.77	9.63	0.78	12.46	0.78	16.02	0.77	20.50	0.77
0.30	7.77	0.79	10.22	0.80	13.22	0.80	17.02	0.79	21.79	0.79
0.35	8.12	0.81	10.69	0.81	13.85	0.81	17.83	0.81	22.84	0.80
0.40	8.41	0.82	11.09	0.82	14.37	0.82	18.50	0.82	23.72	0.82
0.45	8.66	0.83	11.42	0.83	14.81	0.83	19.08	0.83	24.47	0.83
0.50	8.87	0.84	11.71	0.84	15.20	0.84	19.59	0.84	25.13	0.84
0.55	9.06	0.85	11.98	0.85	15.54	0.85	20.04	0.85	25.72	0.85
0.60	9.24	0.86	12.22	0.86	15.87	0.86	20.46	0.86	26.27	0.86
0.65	9.41	0.87	12.45	0.87	16.17	0.87	20.85	0.87	26.78	0.87
0.70	9.58	0.88	12.68	0.88	16.47	0.88	21.24	0.88	27.28	0.88
0.75	9.74	0.89	12.90	0.89	16.76	0.89	21.61	0.89	27.77	0.89



0.80	9.90	0.90	13.12	0.90	17.05	0.90	21.99	0.90	28.25	0.90
0.85	10.05	0.92	13.34	0.92	17.33	0.92	22.35	0.92	28.72	0.92
0.90	10.20	0.94	13.55	0.94	17.61	0.94	22.71	0.94	29.17	0.94
0.95	10.34	0.96	13.74	0.96	17.86	0.96	23.03	0.96	29.59	0.96
1	10.43	1	13.89	1	18.06	1	23.28	1	29.91	1

**K. Hasil Perhitungan P-x<sub>1</sub>,y<sub>1</sub> Korelasi untuk Sistem Etanol (1) + DEC (2) dengan Model NRTL pada 303.15 – 323.15 K;**

$x_1$	$T = 303.15\text{ K}$		$T = 308.15\text{ K}$		$T = 313.15\text{ K}$		$T = 318.15\text{ K}$		$T = 323.15\text{ K}$	
	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$
0	2.02	0	2.60	0	3.41	0	4.49	0	5.86	0
0.05	3.85	0.50	5.01	0.51	6.49	0.50	8.41	0.49	10.80	0.48
0.10	5.14	0.64	6.71	0.65	8.69	0.64	11.20	0.63	14.36	0.63
0.15	6.08	0.71	7.96	0.71	10.30	0.71	13.26	0.70	16.99	0.70
0.20	6.78	0.75	8.90	0.75	11.51	0.75	14.83	0.74	19.00	0.74
0.25	7.32	0.77	9.63	0.78	12.46	0.77	16.05	0.77	20.57	0.77
0.30	7.76	0.79	10.21	0.80	13.22	0.79	17.03	0.79	21.83	0.79
0.35	8.11	0.81	10.69	0.81	13.85	0.81	17.84	0.81	22.88	0.80
0.40	8.41	0.82	11.09	0.82	14.38	0.82	18.52	0.82	23.76	0.82



0.45	8.67	0.83	11.44	0.83	14.83	0.83	19.11	0.83	24.52	0.83
0.50	8.89	0.84	11.74	0.84	15.23	0.84	19.63	0.84	25.19	0.84
0.55	9.10	0.85	12.02	0.85	15.59	0.85	20.10	0.85	25.80	0.85
0.60	9.28	0.86	12.27	0.86	15.93	0.86	20.53	0.86	26.35	0.86
0.65	9.46	0.87	12.51	0.87	16.24	0.87	20.93	0.87	26.87	0.87
0.70	9.62	0.88	12.74	0.88	16.54	0.88	21.32	0.88	27.37	0.88
0.75	9.78	0.89	12.96	0.89	16.82	0.89	21.69	0.89	27.86	0.89
0.80	9.94	0.90	13.17	0.90	17.11	0.90	22.06	0.90	28.33	0.90
0.85	10.09	0.92	13.38	0.92	17.38	0.92	22.41	0.92	28.79	0.92
0.90	10.23	0.94	13.58	0.94	17.65	0.94	22.75	0.94	29.23	0.94
0.95	10.35	0.96	13.76	0.96	17.89	0.96	23.06	0.96	29.62	0.96
1	10.43	1	13.89	1	18.06	1	23.28	1	29.91	1

---



**L. Hasil Perhitungan  $P$ - $x_1, y_1$  Korelasi untuk Sistem Etanol (1) + DEC (2) dengan Model UNIQUAC pada 303.15 – 323.15 K;**

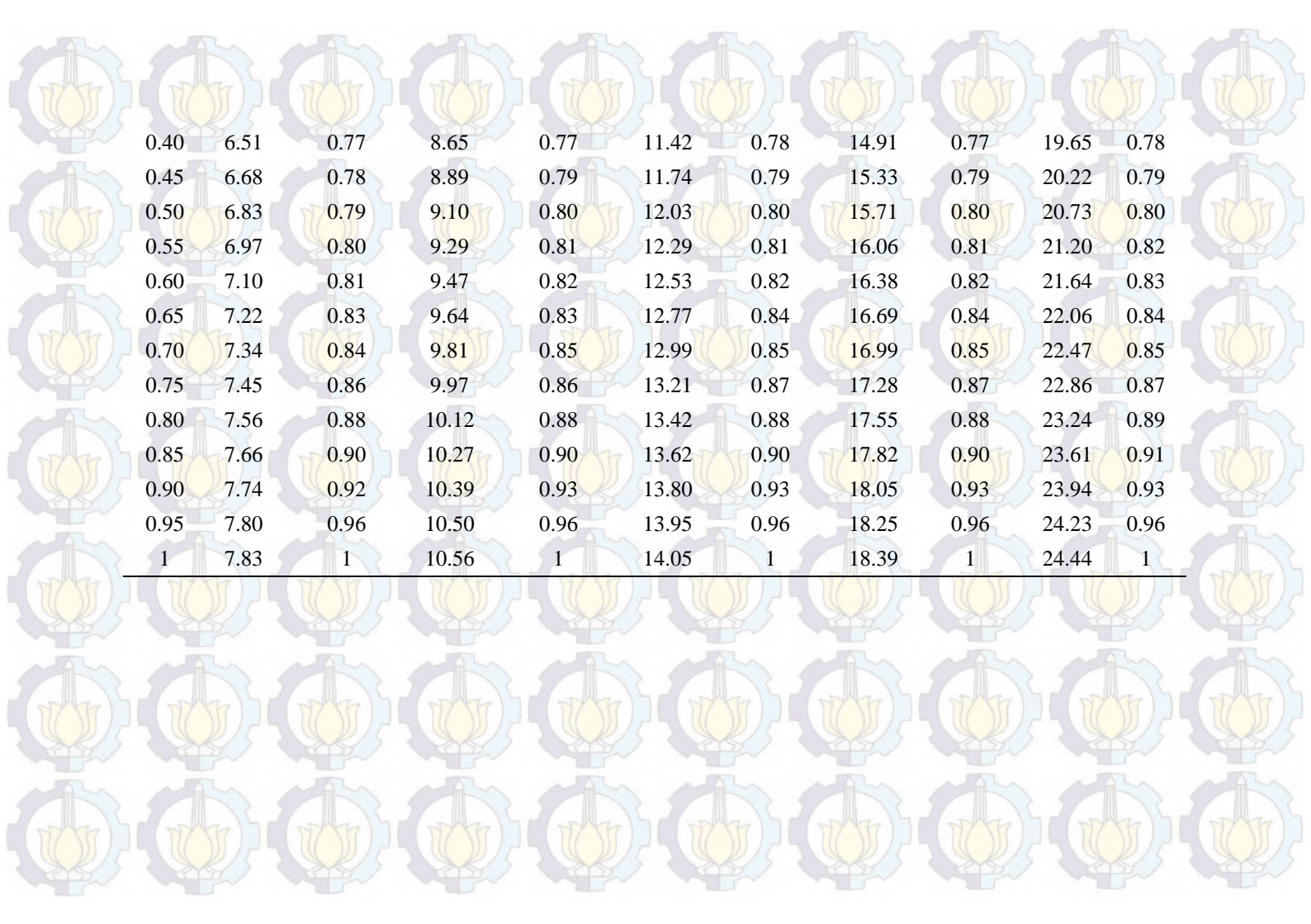
$x_1$	$T = 303.15\text{ K}$		$T = 308.15\text{ K}$		$T = 313.15\text{ K}$		$T = 318.15\text{ K}$		$T = 323.15\text{ K}$	
	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$
0	2.02	0	2.60	0	3.41	0	4.49	0	5.86	0
0.05	3.76	0.49	4.88	0.49	6.31	0.49	8.16	0.48	10.48	0.47
0.10	5.08	0.64	6.61	0.64	8.53	0.64	10.98	0.63	14.04	0.62
0.15	6.07	0.71	7.92	0.71	10.23	0.71	13.14	0.70	16.80	0.70
0.20	6.82	0.75	8.93	0.75	11.53	0.75	14.81	0.74	18.94	0.74
0.25	7.39	0.78	9.70	0.78	12.53	0.78	16.11	0.77	20.61	0.77
0.30	7.83	0.80	10.29	0.80	13.31	0.80	17.13	0.79	21.93	0.79
0.35	8.18	0.81	10.76	0.81	13.93	0.81	17.93	0.81	22.98	0.81
0.40	8.45	0.82	11.14	0.83	14.43	0.82	18.59	0.82	23.83	0.82
0.45	8.68	0.83	11.45	0.84	14.85	0.83	19.13	0.83	24.54	0.83
0.50	8.87	0.84	11.72	0.84	15.20	0.84	19.60	0.84	25.15	0.84
0.55	9.05	0.85	11.96	0.85	15.52	0.85	20.01	0.85	25.69	0.85
0.60	9.21	0.86	12.18	0.86	15.81	0.86	20.40	0.86	26.20	0.86
0.65	9.37	0.86	12.39	0.87	16.10	0.87	20.77	0.87	26.68	0.87
0.70	9.52	0.87	12.61	0.88	16.38	0.88	21.14	0.88	27.16	0.88

0.75	9.68	0.89	12.83	0.89	16.67	0.89	21.51	0.89	27.64	0.89
0.80	9.84	0.90	13.05	0.90	16.96	0.90	21.88	0.90	28.12	0.90
0.85	10.01	0.92	13.28	0.92	17.26	0.92	22.26	0.92	28.61	0.92
0.90	10.17	0.94	13.50	0.94	17.55	0.94	22.64	0.94	29.09	0.94
0.95	10.31	0.96	13.71	0.97	17.83	0.97	22.98	0.97	29.53	0.97
1	10.43	1	13.89	1	18.06	1	23.28	1	29.91	1

**M. Hasil Perhitungan  $P$ - $x_1, y_1$  Korelasi untuk Sistem 2-Propanol (1) + DEC (2) dengan Model Wilson pada 303.15 – 323.15 K;**

$x_1$	$T = 303.15 \text{ K}$		$T = 308.15 \text{ K}$		$T = 313.15 \text{ K}$		$T = 318.15 \text{ K}$		$T = 323.15 \text{ K}$	
	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$
0	2.02	0	2.60	0	3.41	0	4.49	0	5.86	0
0.05	3.35	0.43	4.37	0.43	5.72	0.43	7.47	0.43	9.74	0.43
0.10	4.28	0.57	5.61	0.58	7.35	0.58	9.57	0.57	12.50	0.57
0.15	4.93	0.64	6.49	0.65	8.52	0.65	11.10	0.64	14.53	0.65
0.20	5.42	0.68	7.15	0.69	9.40	0.69	12.25	0.69	16.06	0.69
0.25	5.79	0.71	7.66	0.72	10.08	0.72	13.14	0.72	17.26	0.72
0.30	6.08	0.73	8.05	0.74	10.61	0.74	13.84	0.74	18.21	0.74
0.35	6.31	0.75	8.38	0.76	11.05	0.76	14.42	0.76	18.99	0.76





0.40	6.51	0.77	8.65	0.77	11.42	0.78	14.91	0.77	19.65	0.78
0.45	6.68	0.78	8.89	0.79	11.74	0.79	15.33	0.79	20.22	0.79
0.50	6.83	0.79	9.10	0.80	12.03	0.80	15.71	0.80	20.73	0.80
0.55	6.97	0.80	9.29	0.81	12.29	0.81	16.06	0.81	21.20	0.82
0.60	7.10	0.81	9.47	0.82	12.53	0.82	16.38	0.82	21.64	0.83
0.65	7.22	0.83	9.64	0.83	12.77	0.84	16.69	0.84	22.06	0.84
0.70	7.34	0.84	9.81	0.85	12.99	0.85	16.99	0.85	22.47	0.85
0.75	7.45	0.86	9.97	0.86	13.21	0.87	17.28	0.87	22.86	0.87
0.80	7.56	0.88	10.12	0.88	13.42	0.88	17.55	0.88	23.24	0.89
0.85	7.66	0.90	10.27	0.90	13.62	0.90	17.82	0.90	23.61	0.91
0.90	7.74	0.92	10.39	0.93	13.80	0.93	18.05	0.93	23.94	0.93
0.95	7.80	0.96	10.50	0.96	13.95	0.96	18.25	0.96	24.23	0.96
1	7.83	1	10.56	1	14.05	1	18.39	1	24.44	1

---

**N. Hasil Perhitungan P- $x_1$ , $y_1$  Korelasi untuk Sistem 2-Propanol (1) + DEC (2) dengan Model NRTL pada 303.15 – 323.15 K;**

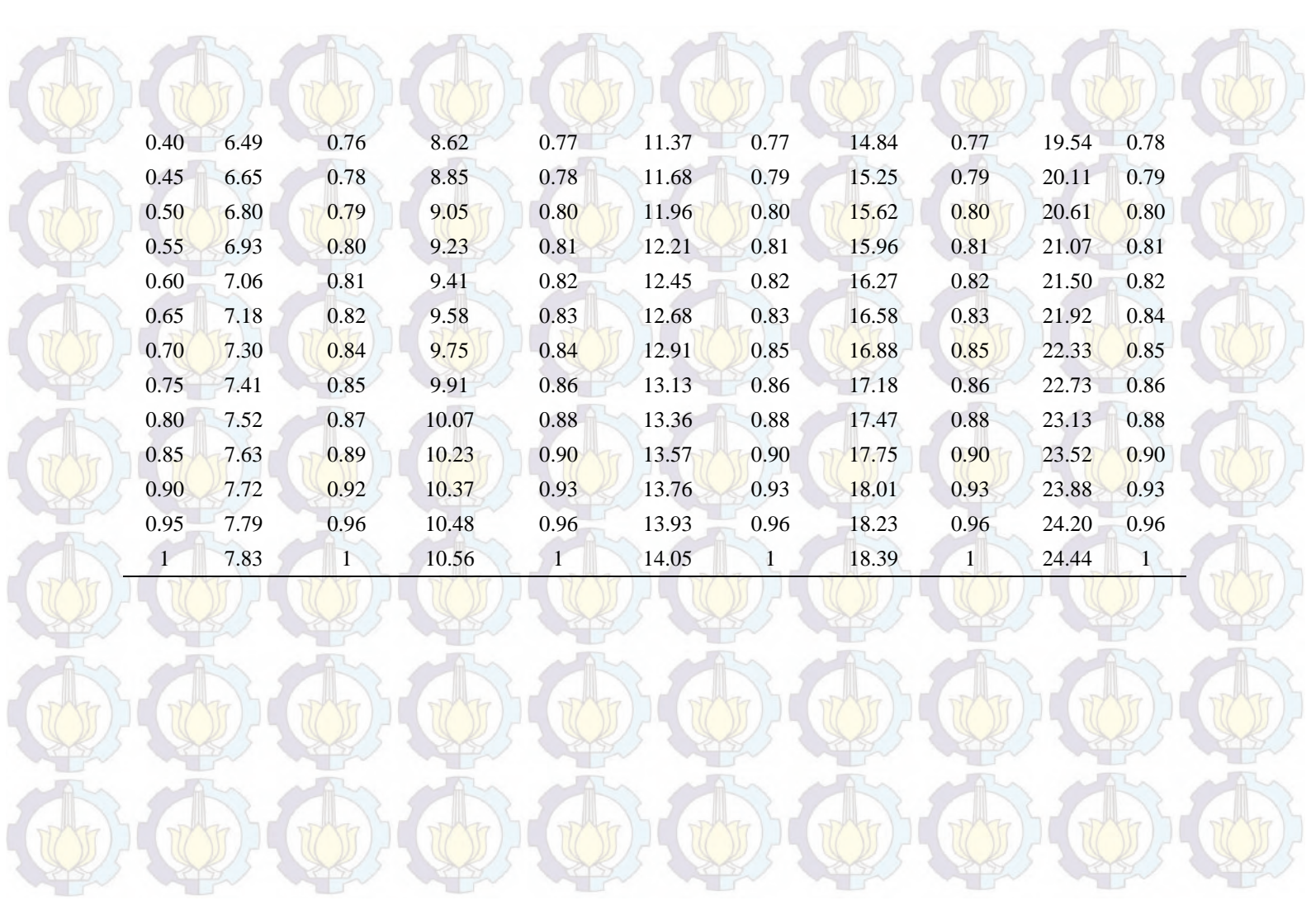
$x_1$	$T = 303.15\text{ K}$		$T = 308.15\text{ K}$		$T = 313.15\text{ K}$		$T = 318.15\text{ K}$		$T = 323.15\text{ K}$	
	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$
0	2.02	0	2.60	0	3.41	0	4.49	0	5.86	0.00
0.05	3.34	0.42	4.36	0.43	5.71	0.43	7.46	0.43	9.73	0.43
0.10	4.26	0.57	5.60	0.57	7.34	0.58	9.56	0.57	12.51	0.57
0.15	4.93	0.64	6.49	0.65	8.52	0.65	11.10	0.64	14.54	0.65
0.20	5.41	0.68	7.15	0.69	9.40	0.69	12.25	0.69	16.07	0.69
0.25	5.79	0.71	7.65	0.72	10.08	0.72	13.13	0.72	17.26	0.72
0.30	6.08	0.73	8.05	0.74	10.61	0.74	13.84	0.74	18.20	0.74
0.35	6.31	0.75	8.38	0.76	11.05	0.76	14.42	0.76	18.98	0.76
0.40	6.51	0.77	8.65	0.77	11.42	0.78	14.90	0.77	19.63	0.78
0.45	6.68	0.78	8.89	0.79	11.74	0.79	15.32	0.79	20.20	0.79
0.50	6.83	0.79	9.10	0.80	12.02	0.80	15.70	0.80	20.71	0.80
0.55	6.97	0.80	9.29	0.81	12.28	0.81	16.05	0.81	21.18	0.82
0.60	7.10	0.82	9.47	0.82	12.53	0.82	16.37	0.82	21.62	0.83
0.65	7.22	0.83	9.64	0.83	12.76	0.84	16.68	0.84	22.04	0.84
0.70	7.34	0.84	9.81	0.85	12.99	0.85	16.98	0.85	22.45	0.85



0.75	7.45	0.86	9.97	0.86	13.20	0.87	17.27	0.87	22.85	0.87
0.80	7.56	0.88	10.12	0.88	13.42	0.88	17.54	0.88	23.23	0.89
0.85	7.66	0.90	10.26	0.90	13.61	0.90	17.81	0.90	23.59	0.91
0.90	7.74	0.92	10.39	0.93	13.80	0.93	18.05	0.93	23.93	0.93
0.95	7.80	0.96	10.50	0.96	13.95	0.96	18.25	0.96	24.22	0.96
1	7.83	1	10.56	1	14.05	1	18.39	1	24.44	1.00

**O. Hasil Perhitungan  $P$ - $x_1, y_1$  Korelasi untuk Sistem 2-Propanol (1) + DEC (2) dengan Model UNIQUAC pada 303.15 – 323.15 K;**

$x_1$	$T = 303.15\text{ K}$		$T = 308.15\text{ K}$		$T = 313.15\text{ K}$		$T = 318.15\text{ K}$		$T = 323.15\text{ K}$	
	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$	$P/\text{kPa}$	$y_1$
0	2.02	0	2.60	0	3.41	0	4.49	0	5.86	0
0.05	3.26	0.41	4.24	0.42	5.55	0.41	7.25	0.41	9.45	0.41
0.10	4.17	0.56	5.46	0.56	7.16	0.56	9.32	0.56	12.18	0.56
0.15	4.85	0.63	6.38	0.64	8.37	0.64	10.89	0.64	14.26	0.64
0.20	5.36	0.68	7.07	0.69	9.29	0.69	12.10	0.68	15.86	0.69
0.25	5.75	0.71	7.60	0.72	10.00	0.72	13.03	0.72	17.10	0.72
0.30	6.06	0.73	8.02	0.74	10.56	0.74	13.76	0.74	18.09	0.74
0.35	6.29	0.75	8.35	0.76	11.00	0.76	14.35	0.76	18.88	0.76



0.40	6.49	0.76	8.62	0.77	11.37	0.77	14.84	0.77	19.54	0.78
0.45	6.65	0.78	8.85	0.78	11.68	0.79	15.25	0.79	20.11	0.79
0.50	6.80	0.79	9.05	0.80	11.96	0.80	15.62	0.80	20.61	0.80
0.55	6.93	0.80	9.23	0.81	12.21	0.81	15.96	0.81	21.07	0.81
0.60	7.06	0.81	9.41	0.82	12.45	0.82	16.27	0.82	21.50	0.82
0.65	7.18	0.82	9.58	0.83	12.68	0.83	16.58	0.83	21.92	0.84
0.70	7.30	0.84	9.75	0.84	12.91	0.85	16.88	0.85	22.33	0.85
0.75	7.41	0.85	9.91	0.86	13.13	0.86	17.18	0.86	22.73	0.86
0.80	7.52	0.87	10.07	0.88	13.36	0.88	17.47	0.88	23.13	0.88
0.85	7.63	0.89	10.23	0.90	13.57	0.90	17.75	0.90	23.52	0.90
0.90	7.72	0.92	10.37	0.93	13.76	0.93	18.01	0.93	23.88	0.93
0.95	7.79	0.96	10.48	0.96	13.93	0.96	18.23	0.96	24.20	0.96
1	7.83	1	10.56	1	14.05	1	18.39	1	24.44	1

---



**P. Hasil Perhitungan *Uncertainty Error* Tekanan pada Komponen Murni Etanol**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{exp}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.58	31.0	680.0	13.5189	90.15	10.43	0.0746	0.72%
305.65	100.56	31.0	667.5	13.5189	88.49	12.07	0.0746	0.62%
308.15	100.53	31.0	653.5	13.5189	86.64	13.89	0.0746	0.54%
310.65	100.53	31.0	638.5	13.5189	84.65	15.88	0.0746	0.47%
313.15	100.59	31.0	622.5	13.5189	82.53	18.06	0.0746	0.41%
315.65	100.51	31.0	603.5	13.5189	80.01	20.50	0.0746	0.36%
318.15	100.51	30.5	582.5	13.5201	77.23	23.28	0.0746	0.32%
320.65	100.51	30.5	559.5	13.5201	74.18	26.33	0.0746	0.28%
323.15	100.51	30.5	532.5	13.5201	70.60	29.91	0.0746	0.25%

**Q. Hasil Perhitungan *Uncertainty Error* Tekanan pada Komponen Murni 2-Propanol**

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{exp}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.50	31.0	699.0	13.5189	92.67	7.83	0.0746	0.95%
305.65	100.51	30.5	689.5	13.5201	91.42	9.09	0.0746	0.82%
308.15	100.52	30.5	678.5	13.5201	89.96	10.56	0.0746	0.71%
310.65	100.54	30.5	666.5	13.5201	88.37	12.17	0.0746	0.61%
313.15	100.56	30.5	652.5	13.5201	86.51	14.05	0.0746	0.53%

315.65	100.57	30.5	636.5	13.5201	84.39	16.18	0.0746	0.46%
318.15	100.59	30.5	620.0	13.5201	82.20	18.39	0.0746	0.41%
320.65	100.59	30.5	597.5	13.5201	79.22	21.37	0.0746	0.35%
323.15	100.61	30.5	574.5	13.5201	76.17	24.44	0.0746	0.31%

#### R. Hasil Perhitungan *Uncertainty Error* Tekanan pada Komponen Murni DEC

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	ΔH (mmHg)	ρ <sub>Hg</sub> (g/cm <sup>3</sup> )	ΔP <sub>exp</sub> (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.66	30.5	744.0	13.5201	98.64	1.95	0.0747	3.70%
305.65	100.61	30.0	741.5	13.5213	98.32	2.29	0.0747	3.26%
308.15	100.58	30.5	739.0	13.5201	97.98	2.66	0.0747	2.87%
310.65	100.66	30.5	736.5	13.5201	97.65	3.01	0.0747	2.48%
313.15	100.66	30.5	733.5	13.5201	97.25	3.41	0.0747	2.19%
315.65	100.63	30.5	729.0	13.5201	96.66	3.91	0.0747	1.88%
318.15	100.62	30.5	725.0	13.5201	96.13	4.56	0.0746	1.66%
320.65	100.60	30.5	720.0	13.5201	95.46	5.20	0.0746	1.45%
323.15	100.59	30.5	714.5	13.5201	94.73	5.86	0.0746	1.27%



### S. Hasil Perhitungan *Uncertainty Error* Tekanan pada Sistem Etanol (1) + DEC (2)

$x_1 = 0.9$

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{exp}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.90	29.5	683.5	13.5226	90.64	10.26	0.0746	0.73%
308.15	100.80	30.5	656.5	13.5201	87.04	13.76	0.0746	0.54%
313.15	100.60	31.0	627.5	13.5189	83.19	17.41	0.0746	0.43%
318.15	100.50	30.5	586.5	13.5201	77.76	22.74	0.0746	0.33%
323.15	100.70	31.0	534.5	13.5189	70.86	29.84	0.0745	0.25%

$x_1 = 0.8$

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{exp}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	101.00	30.0	688.0	13.5213	91.23	9.77	0.0746	0.76%
308.15	101.00	31.0	660.5	13.5189	87.57	13.43	0.0746	0.56%
313.15	100.70	30.0	629.5	13.5213	83.47	17.23	0.0746	0.43%
318.15	100.70	30.5	589.5	13.5201	78.16	22.54	0.0746	0.33%
323.15	100.70	30.5	546.5	13.5201	72.46	28.24	0.0746	0.26%

$x_1 = 0.7$

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{exp}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.91	29.5	689.0	13.5226	91.37	9.54	0.0746	0.78%
308.15	100.70	31.0	663.5	13.5189	87.96	12.74	0.0746	0.59%

313.15	100.70	30.0	631.5	13.5213	83.74	16.96	0.0746	0.44%
318.15	100.74	30.0	596.5	13.5213	79.10	21.64	0.0746	0.34%
323.15	100.70	30.0	550.5	13.5213	73.00	27.70	0.0746	0.27%

$x_1 = 0.6$

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{exp}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.80	29.0	692.5	13.5238	91.84	8.96	0.0747	0.83%
308.15	100.80	29.0	669.5	13.5238	88.79	12.01	0.0746	0.62%
313.15	100.80	29.0	640.5	13.5238	84.95	15.85	0.0746	0.47%
318.15	100.70	29.0	605.5	13.5238	80.30	20.40	0.0746	0.37%
323.15	100.70	29.0	556.5	13.5238	73.80	26.90	0.0746	0.28%

$x_1 = 0.5$

T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{exp}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.60	30.0	692.5	13.5213	91.82	8.78	0.0746	0.85%
308.15	100.43	30.5	669.5	13.5201	88.77	11.66	0.0746	0.64%
313.15	100.36	30.5	641.5	13.5201	85.05	15.31	0.0746	0.49%
318.15	100.39	30.5	608.5	13.5201	80.68	19.71	0.0746	0.38%
323.15	100.44	30.5	568.5	13.5201	75.38	25.06	0.0746	0.30%



$x_1 = 0.4$								
T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{exp}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.80	28.0	696.5	13.5262	92.39	8.41	0.0747	0.89%
308.15	100.80	28.0	677.5	13.5262	89.87	10.93	0.0747	0.68%
313.15	100.80	29.0	651.0	13.5238	86.34	14.46	0.0746	0.52%
318.15	100.80	29.0	619.5	13.5238	82.16	18.64	0.0746	0.40%
323.15	100.80	30.0	581.5	13.5213	77.11	23.69	0.0746	0.31%
$x_1 = 0.3$								
T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{exp}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.66	29.5	700.5	13.5226	92.89	7.77	0.0746	0.96%
308.15	100.90	31.0	680.5	13.5189	90.22	10.68	0.0746	0.70%
313.15	100.46	29.0	657.5	13.5238	87.20	13.26	0.0746	0.56%
318.15	100.40	30.5	629.0	13.5201	83.40	17.00	0.0746	0.44%
323.15	100.48	40.5	593.5	13.4957	78.55	21.93	0.0745	0.34%
$x_1 = 0.2$								
T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{exp}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.90	28.0	708.5	13.5262	93.98	6.92	0.0747	1.08%
308.15	101.00	29.0	694.5	13.5238	92.11	8.89	0.0747	0.84%

313.15	100.90	29.0	674.5	13.5238	89.45	11.45	0.0746	0.65%
318.15	100.90	29.0	651.5	13.5238	86.40	14.50	0.0746	0.51%
323.15	100.70	29.5	624.5	13.5226	82.82	17.88	0.0746	0.42%
$x_1 = 0.1$								
T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{exp}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.69	26.0	718.5	13.5311	95.34	5.35	0.0747	1.40%
308.15	100.63	27.5	707.5	13.5275	93.86	6.77	0.0747	1.10%
313.15	100.80	28.0	695.5	13.5262	92.26	8.54	0.0747	0.87%
318.15	100.70	28.0	674.5	13.5262	89.47	11.23	0.0747	0.66%
323.15	100.64	28.0	653.5	13.5262	86.68	13.95	0.0746	0.54%

#### **T. Hasil Perhitungan *Uncertainty Error* Tekanan pada Sistem 2-Propanol (1) + DEC (2)**

$x_1 = 0.9$								
T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{exp}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.77	28.0	700.5	13.5262	92.92	7.85	0.0747	0.95%
308.15	100.77	28.5	681.5	13.5250	90.39	10.38	0.0747	0.72%
313.15	100.81	29.0	655.0	13.5238	86.87	13.94	0.0746	0.54%
318.15	100.90	30.0	599.0	13.5213	79.44	21.36	0.0746	0.35%
323.15	100.90	30.0	572.5	13.5213	75.92	24.88	0.0746	0.30%



$x_1 = 0.8$								
T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{\text{exp}}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.90	28.0	703.5	13.5262	93.32	7.58	0.0747	0.98%
308.15	101.00	29.0	683.5	13.5238	90.65	10.35	0.0746	0.72%
313.15	100.80	29.5	656.5	13.5226	87.06	13.74	0.0746	0.54%
318.15	100.80	30.0	624.5	13.5213	82.81	17.99	0.0746	0.41%
323.15	100.60	30.0	583.0	13.5213	77.31	23.29	0.0746	0.32%
$x_1 = 0.7$								
T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{\text{exp}}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.78	30.0	703.5	13.5213	93.28	7.49	0.0746	1.00%
308.15	100.50	31.5	683.5	13.5177	90.61	9.89	0.0746	0.75%
313.15	100.56	31.0	658.0	13.5189	87.23	13.33	0.0746	0.56%
318.15	100.50	31.0	628.5	13.5189	83.32	17.18	0.0746	0.43%
323.15	100.60	30.0	587.5	13.5213	77.90	22.70	0.0746	0.33%
$x_1 = 0.6$								
T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{\text{exp}}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.78	30.0	707.5	13.5213	93.81	6.97	0.0746	1.07%
308.15	100.78	30.0	690.5	13.5213	91.56	9.22	0.0746	0.81%
313.15	100.68	30.3	663.5	13.5206	87.97	12.71	0.0746	0.59%

318.15	100.58	30.2	635.0	13.5209	84.20	16.38	0.0746	0.46%
323.15	100.58	30.1	598.5	13.5211	79.36	21.22	0.0746	0.35%
$x_1 = 0.5$								
T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{\text{exp}}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.60	31.0	707.5	13.5189	93.80	6.80	0.0746	1.10%
308.15	100.60	31.0	690.5	13.5189	91.54	9.06	0.0746	0.82%
313.15	100.60	31.0	666.5	13.5189	88.36	12.24	0.0746	0.61%
318.15	100.60	31.0	638.5	13.5189	84.65	15.95	0.0746	0.47%
323.15	100.60	30.0	602.5	13.5213	79.89	20.71	0.0746	0.36%
$x_1 = 0.4$								
T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{\text{exp}}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.88	28.0	711.5	13.5262	94.38	6.50	0.0747	1.15%
308.15	100.88	29.0	695.5	13.5238	92.24	8.64	0.0747	0.86%
313.15	100.88	29.0	673.5	13.5238	89.32	11.56	0.0746	0.65%
318.15	100.68	29.5	648.0	13.5226	85.93	14.75	0.0746	0.51%
323.15	100.60	30.0	614.5	13.5213	81.48	19.12	0.0746	0.39%



$x_1 = 0.3$								
T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{\text{exp}}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.85	30.0	712.5	13.5213	94.48	6.37	0.0746	1.17%
308.15	100.60	30.5	698.5	13.5201	92.61	7.99	0.0746	0.93%
313.15	100.60	30.0	680.5	13.5213	90.23	10.37	0.0746	0.72%
318.15	100.74	30.0	659.5	13.5213	87.45	13.29	0.0746	0.56%
323.15	100.80	30.0	631.0	13.5213	83.67	17.13	0.0746	0.44%
$x_1 = 0.2$								
T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{\text{exp}}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.80	28.5	718.5	13.5250	95.30	5.50	0.0747	1.36%
308.15	100.90	29.0	704.5	13.5238	93.43	7.47	0.0747	1.00%
313.15	100.60	29.5	686.5	13.5226	91.04	9.56	0.0746	0.78%
318.15	100.50	29.5	665.5	13.5226	88.25	12.25	0.0746	0.61%
323.15	100.50	30.0	644.0	13.5213	85.39	15.11	0.0746	0.49%
$x_1 = 0.1$								
T (K)	P <sub>ambient</sub> (kPa)	T <sub>ambient</sub> (K)	$\Delta H$ (mmHg)	$\rho$ Hg (g/cm <sup>3</sup> )	$\Delta P_{\text{exp}}$ (kPa)	P <sub>sistem</sub> (kPa)	<i>Absolute Uncertainty</i> (kPa)	<i>Relative Uncertainty</i>
303.15	100.70	29.5	726.5	13.5226	96.34	4.35	0.0747	1.71%
308.15	100.76	29.5	717.5	13.5226	95.15	5.62	0.0747	1.33%
313.15	100.59	29.5	705.5	13.5226	93.56	7.04	0.0747	1.06%

318.15	100.60	29.5	686.5	13.5226	91.04	9.57	0.0746	0.78%
323.15	100.60	29.5	666.5	13.5226	88.39	12.22	0.0746	0.61%

#### U. Hasil Perhitungan *Uncertainty Error* Fraksi Mol Sistem Etanol (1) + DEC (2)

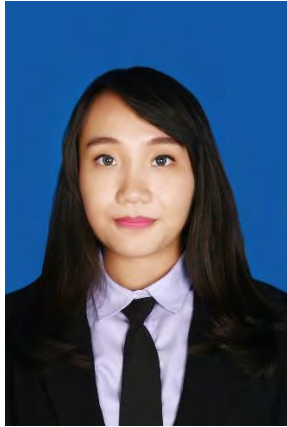
M <sub>1</sub> (gr)	M <sub>2</sub> (gr)	n <sub>1</sub> (mol)	n <sub>2</sub> (mol)	Fraksi Mol		<i>Absolute Uncertainty</i> ( $\delta x = \delta x_1 = \delta x_2$ )	<i>Relative Uncertainty</i>	
				x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>		$\delta x_1/x_1$	$\delta x_2/x_2$
30.1447	105.7945	0.2552	2.2964	0.1000	0.9000	3.83665E-07	0.00004%	0.00038%
54.9411	85.7138	0.4651	1.8605	0.2000	0.8000	4.77865E-07	0.00006%	0.00024%
75.7232	68.9069	0.6410	1.4957	0.3000	0.7000	5.82085E-07	0.00008%	0.00019%
93.3755	54.6233	0.7904	1.1857	0.4000	0.6000	6.96401E-07	0.00012%	0.00017%
108.5595	42.3398	0.9190	0.9190	0.5000	0.5000	8.20749E-07	0.00016%	0.00016%
121.7612	31.6538	1.0307	0.6871	0.6000	0.4000	9.55288E-07	0.00024%	0.00016%
133.3424	22.2856	1.1288	0.4837	0.7000	0.3000	1.09978E-06	0.00037%	0.00016%
143.5730	13.9979	1.2154	0.3038	0.8000	0.2000	1.25446E-06	0.00063%	0.00016%
152.6992	6.6150	1.2926	0.1436	0.9000	0.1000	1.41916E-06	0.00142%	0.00016%



**V. Hasil Perhitungan *Uncertainty Error* Fraksi Mol Sistem 2-Propanol (1) + DEC (2)**

M <sub>1</sub> (gr)	M <sub>2</sub> (gr)	n <sub>1</sub> (mol)	n <sub>2</sub> (mol)	Fraksi Mol		<i>Absolute Uncertainty</i> ( $\delta x = \delta x_1 = \delta x_2$ )	<i>Relative Uncertainty</i>	
				x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>		$\delta x_1/x_1$	$\delta x_2/x_2$
24.0657	110.159	0.2037	1.8329	0.1000	0.9000	4.55789E-07	0.00005%	0.00046%
45.6117	92.809	0.3861	1.5442	0.2000	0.8000	5.23226E-07	0.00007%	0.00026%
65.0135	77.172	0.5504	1.2841	0.3000	0.7000	5.95151E-07	0.00009%	0.00020%
82.5978	63.029	0.6992	1.0487	0.4000	0.6000	6.7135E-07	0.00011%	0.00017%
98.5819	50.156	0.8345	0.8345	0.5000	0.5000	7.5204E-07	0.00015%	0.00015%
113.1910	38.398	0.9582	0.6389	0.6000	0.4000	8.37091E-07	0.00021%	0.00014%
126.5929	27.605	1.0716	0.4593	0.7000	0.3000	9.2666E-07	0.00031%	0.00013%
138.9268	17.677	1.1761	0.2941	0.7999	0.2001	1.02054E-06	0.00051%	0.00013%
150.3219	8.494	1.2725	0.1413	0.9000	0.1000	1.11907E-06	0.00112%	0.00012%

## BIODATA PENULIS



**Cindy Christine Novera** lahir pada tanggal 9 November 1993 di Jakarta, merupakan anak ke-2 dari 3 bersaudara. Penulis menempuh pendidikan formal di SD PSKD VI Bulungan, melanjutkan di SMPN 19 Jakarta, kemudian menempuh pendidikan menengahnya di SMPN 19 Jakarta dan SMAN 70 Jakarta. Pada tahun 2011, penulis mulai melanjutkan pendidikan S1 di Institut Teknologi Sepuluh nopember (ITS), Fakultas Teknologi Industri, Program Studi Teknik

Kimia, sampai dengan terselesaikannya buku ini. Banyak pengalaman yang penulis dapatkan semasa kuliah, diantaranya penulis aktif dalam organisasi Himpunan Mahasiswa teknik Kimia (HIMATEKK) ITS bidang *Event Management Division*, dan banyak lagi pengalamannya semasa kuliah, namun tidak bisa dituliskan semuanya.

Penulis menjalani kerja praktek di PT Pupuk Sriwidjaja Palembang. Pada akhir studinya, Laboratorium Thermodinamika Teknik Kimia dipilih untuk pengerjaan tugas akhir. Penulis menyelesaikan tugas Pra-Desain Pabrik LPG (*Liquefied Petroleum Gas*) dari *Flare Gas* di Bojonegoro dan skripsi yang berjudul “Keseimbangan Uap-Cair Isothermal Sistem Biner Etanol + Dietil Karbonat dan 2-Propanol + Dietil Karbonat pada 303.15 – 323.15 K” dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng dan Dr. Ir. Kuswandi, DEA. Apabila ada kritik dan saran yang membangun tentang penelitian ini, maka pembaca dapat menghubungi penulis via email : [cindynovera@gmail.com](mailto:cindynovera@gmail.com).



## BIODATA PENULIS



**Muhammad Rasyid Salam** lahir pada tanggal 7 April 1993 di Sungai Pakning, merupakan anak ke-4 dari 5 bersaudara. Penulis menempuh pendidikan formal di SDN 2 Sungai Pakning, kemudian menempuh pendidikan menengahnya di SMP 5 YKPP Sungai Pakning dan SMAN Plus Provinsi Riau. Pada tahun 2011, penulis mulai melanjutkan pendidikan S1 di Institut Teknologi Sepuluh nopember (ITS), Fakultas Teknologi

Industri, Program Studi Teknik Kimia, sampai dengan terselesaikannya buku ini. Banyak pengalaman yang penulis dapatkan semasa kuliah, diantaranya penulis aktif dalam sebuah organisasi, Spektronics Chem-E-Car ITS, dan banyak lagi pengalamannya semasa kuliah, namun tidak bisa dituliskan semuanya.

Penulis menjalani kerja praktek di PT Chevron Pacific Indonesia. Pada akhir studinya, Laboratorium Termodinamika Teknik Kimia dipilih untuk pengerjaan tugas akhir. Penulis menyelesaikan tugas Pra-Desain Pabrik LPG ( *Liquefied Petroleum Gas*) dari *Flare Gas* di Bojonegoro dan skripsi yang berjudul “ Kesetimbangan Uap-Cair Isothermal Sistem Biner Etanol + Dietil Karbonat dan 2-Propanol + Dietil Karbonat pada 303.15 – 323.15 K” dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng dan Dr. Ir. Kuswandi, DEA. Apabila ada kritik dan saran yang membangun tentang penelitian ini, maka pembaca dapat menghubungi penulis via email : [muh.rasyidsalam@gmail.com](mailto:muh.rasyidsalam@gmail.com).